



**TUGAS AKHIR - TK145501**

**PABRIK ETILEN GLIKOL DARI ETILEN  
DENGAN PROSES OKSIDASI LANGSUNG  
DENGAN UDARA DILANJUTKAN HIDROLISIS  
ETILEN OKSIDA**

**TATIK GUSTI WULANNDARI**  
NRP. 2314 030 004

**FIKHA ARDIANI**  
NRP. 2314 030 032

Dosen Pembimbing  
Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd.

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2017**



---

**TUGAS AKHIR - TK145501**

**PABRIK ETILEN GLIKOL DARI ETILEN  
DENGAN PROSES OKSIDASI LANGSUNG  
DENGAN UDARA DILANJUTKAN HIDROLISIS  
ETILEN OKSIDA**

**TATIK GUSTI WULANNDARI**  
**NRP. 2314 030 004**

**FIKHA ARDIANI**  
**NRP. 2314 030 032**

**Dosen Pembimbing**  
**Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd.**

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA**  
**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI**  
**Fakultas Vokasi**  
**Institut Teknologi Sepuluh Nopember**  
**Surabaya 2017**



---

**FINAL PROJECT - TK145501**

**ETHYLENE GLICOL FACTORY OF ETHYLENE,  
WITH AIR-BASED OXIDATION PROCESS AND  
CONTINUED WITH ETHYLENE OXIDE  
HYDROLYSIS PROCESS**

**TATIK GUSTI WULANNDARI**  
**NRP. 2314 030 004**

**FIKHA ARDIANI**  
**NRP. 2314 030 032**

**Supervisor**  
**Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd.**

**STUDY PROGRAMM OF DIII CHEMICAL ENGINEERING**  
**DEPARTEMENT OF CHEMICAL ENGINEERING INDUSTRY**  
**Faculty of Vocational**  
**Institute Technology of Sepuluh Nopember**  
**Surabaya**  
**2017**

## LEMBAR PENGESAHAN

**LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :  
PABRIK ETILEN GLIKOL DARI ETILEN DENGAN PROSES OKSIDASI  
LANGSUNG DENGAN UDARA DILANJUTKAN HIDROLISIS ETILEN OKSIDA**

### TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Ahli Madya  
pada  
Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh


Tatik Gusti Wulanndari  
Fikha Ardiani

(NRP 2314 030 004)

(NRP 2314 030 032)

**Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :**

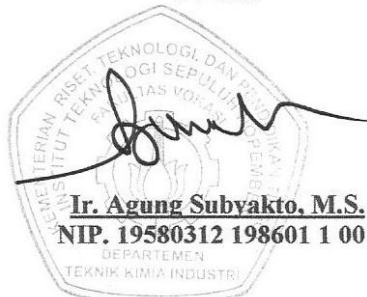
**Dosen Pembimbing**



**Prof. Dr. Ir. Danawati H. P. M. Pd**  
**NIP. 19510729 198603 2 001**

**Mengetahui,**

**Kepala Departemen Teknik Kimia Industri  
FV-ITS**



**Ir. Agung Subyakto, M.S.**  
**NIP. 19580312 198601 1 001**  
DEPARTEMEN  
TEKNIK KIMIA INDUSTRI

**SURABAYA, 25 JULI 2017**



## LEMBAR REVISI

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 12 Juli 2017 untuk tugas akhir dengan judul **“Pabrik Etilen Glikol dari Etilen dengan Proses Oksidasi Langsung dengan Udara dilanjutkan Hidrolisis Etilen Oksida”**, yang disusun oleh :

Tatik Gusti Wulanndari  
Fikha Ardiani

(NRP 2314 030 004)  
(NRP 2314 030 032)

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA.



.....

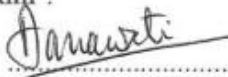
2. Ir. Agung Subyakto, MS.



.....

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M. Pd.



.....

SURABAYA, 25 JULI 2017

## KATA PENGANTAR

Segala puji bagi Allah SWT, Tuhan bagi seluruh alam. Hanya dengan Rahmat dan Hidayah-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir kami yang berjudul **Pabrik Etilen Glikol dari Etilen dengan Proses Oksidasi Langsung dengan Udara Dilanjutkan Hidrolisis Etilen Oksida**.

Tugas akhir ini disusun sebagai tugas yang harus ditempuh dan diselesaikan di akhir semester ini sebagai persyaratan kelulusan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Tujuan dari pengerjaan Tugas Akhir ini adalah mahasiswa dapat memahami dan mampu mengenal prinsip-prinsip perhitungan dari peralatan-peralatan industri terutama industri kimia yang telah dipelajari di bangku kuliah serta aplikasinya dalam sebuah perencanaan pabrik.

Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu dan memberikan dukungan serta bimbingan hingga terselesaikannya Tugas Akhir ini, antara lain kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan kami Rahmat, Hidayah-Nya serta memberikan kesabaran dan kekuatan yang tidak terkira kepada hamba-Nya.
2. Ayah, Ibu, adik, serta keluarga yang senantiasa telah memberikan dukungan dan motivasi kepada penulis secara moril dan materiil serta do'a yang membuat penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan tepat waktu serta usaha yang maksimal.
3. Bapak Ir. Agung Subyakto, MS. selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
4. Ibu Warlinda Eka Triastuti, S.Si., MT. Selaku Koordinator Tugas akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

5. Ibu Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
6. Bapak Ir. Agung Subyakto, MS. dan Bapak Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA. selaku Dosen Penguji Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
7. Bapak Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA. dan Ibu Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd. selaku Dosen Wali kami di kampus Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
8. Segenap Dosen, staff dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
9. Rekan-rekan seperjuangan, angkatan 2014 Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
10. Serta semua pihak yang telah membantu dalam penyelesaian Tugas Akhir yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu.

Akhir kata penulis mengucapkan mohon maaf yang sebesar-besarnya kepada semua pihak jika dalam proses dari awal sampai akhir penulisan penelitian Tugas Akhir ini ada kata-kata atau perilaku yang kurang berkenan. Terima kasih atas perhatiannya dan kerjasamanya.

Surabaya, 25 Juni 2017

Penyusun

## **Pabrik Etilen Glikol dari Etilen dengan Proses Oksidasi Langsung dengan Udara Dilanjutkan Hidrolisis Etilen Oksida**

Nama Mahasiswa : 1. Tatik Gusti W. 2314 030 004  
2. Fikha Ardiani 2314 030 032  
Program Studi : Departemen Teknik Kimia Industri  
Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd.

### **ABSTRAK**

*Etilen glikol adalah senyawa kimia dengan rumus kimia  $C_2H_6O_2$ . Sebesar 97% etilen glikol juga digunakan sebagai bahan utama dalam industri poliester (tekstil). Sedangkan 3%, etilen glikol digunakan sebagai bahan pembuatan cat, minyak rem, solven, alkil resin, tinta cetak, tinta bolpoint, foam stabilizer, kosmetik, dan bahan anti beku. Alasan pendirian pabrik etilen glikol di Indonesia adalah untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.*

*Pabrik etilen glikol ini dengan menggunakan proses oksidasi langsung dengan udara dilanjutkan hidrolisis etilen oksida. Etilen glikol dibuat dari etilen. Proses pembuatan meliputi 4 tahap yaitu tahap persiapan bahan baku bertujuan untuk mengubah kondisi bahan baku sebelum masuk reactor etilen oksida, tahap kedua pembuatan etilen oksida adalah tahap untuk mereaksikan gas etilen dan udara menjadi gas etilen oksida. Tahap ketiga pembuatan etilen glikol bertujuan untuk mereaksikan etilen oksida dengan air menjadi etilen glikol serta memurnikan produk etilen dengan cara dipisahkan dari produk-produk sampingnya yaitu dietilen glikol dan trietilen glikol*

*Etilen yang digunakan diperoleh dari PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk, udara yang diperoleh dari lingkungan, dan katalis perak yang diperoleh dari Linyi Peaxe Precious Metal Catalyst Co Ltd, Cina. Pabrik etilen glikol ini direncanakan akan didirikan dan beroperasi pada tahun 2020 di kawasan industri Cilegon, Banten dengan kapasitas 90.000 ton/tahun.*

**Kata kunci : Etilen Glikol, Etilen, Udara, Katalis Perak, Etilen Oksida**

# **ETHYLENE GLICOL FACTORY OF ETHYLENE, WITH AIR-BASED OXIDATION PROCESS AND CONTINUED WITH ETHYLENE OXIDE HYDROLYSIS PROCESS**

Name : 1. Tatik Gusti W. 2314 030 004  
2. Fikha Ardiani 2314 030 032  
Department : Departement Of Chemical Engineering Industry  
Supervisor : Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd.

## **Abstract**

*Ethylene glycol is a chemical compound with the chemical formula  $C_2H_6O_2$ . In Indonesia, 97% ethylene glycol is used as the main ingredient in the polyester (textile) industry, while 3%, ethylene glycol is used as a painter, brake fluid, solvent, alkyl resin, printing ink, bolpoint ink, foam stabilizer, cosmetics, and Anti-frozen ingredients. The reason for the establishment of an ethylene glycol plant in Indonesia is to supply domestic demand.*

*The ethylene glycol plant with direct oxidation process with air is continued hydrolysis of ethylene oxide. Ethylene glycol is prepared from ethylene. There was 4 process. First, preparing the raw material to change the condition of the raw material before to the ethylene oxide reactor. Then synthesis of ethylene oxide, react ethylene gas and oxygen to ethylene oxide. The third process is synthesis of ethylene glycol, react ethylene oxide with water to ethylene glycol and to purify the ethylene glycol product by being separated from by-products.*

*Ethylene used is obtained from PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk, air from the environment, and silver catalyst obtained from Linyi Peaxe Precious Metal Catalyst Co. Ltd., China. The ethylene glycol plant is planned to be established and operational by 2020 in the industrial area of Cilegon, Banten with a capacity of 90,000 tons / year.*

**Keywords:** *Ethylene, Oxygen, Silver Catalyst, Ethylene Oxide, Water, Ethylene Glicol*

## DAFTAR ISI

|   |              |
|---|--------------|
| <b>HALAMAN JUDUL</b>  |              |
| <b>LEMBAR PENGESAHAN</b>  |              |
| <b>LEMBAR REVISI</b>  |              |
| <b>KATA PENGANTAR .....</b>   | <b>i</b>     |
| <b>ABSTRAK.....</b>   | <b>iii</b>   |
| <b>ABSTRACT .....</b>   | <b>iv</b>    |
| <b>DAFTAR ISI.....</b>  | <b>v</b>     |
| <b>DAFTAR GAMBAR .....</b>  | <b>vii</b>   |
| <b>DAFTAR TABEL.....</b>  | <b>viii</b>  |
| <b>BAB I PENDAHULUAN</b>  |              |
| I.1 Latar Belakang .....  | I-1          |
| I.2 Dasar Teori .....   | I-10         |
| I.3 Kegunaan Produk.....  | I-11         |
| I.4 Sifat Fisika dan Kimia .....  | I-12         |
| <b>BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES</b>   |              |
| II.1 Macam Proses Pembuatan Etilen Glikol .....                               | II-1         |
| II.2 Seleksi Proses .....   | II-7         |
| II.3 Uraian Proses Terpilih .....   | II-8         |
| <b>BAB III NERACA MASSA .....</b>   | <b>III-1</b> |
| <b>BAB IV NERACA PANAS .....</b>  | <b>IV-1</b>  |
| <b>BAB V SPESIFIKASI ALAT .....</b>   | <b>V-1</b>   |
| <b>BAB VI UTILITAS</b>  |              |
| VI.1 Utilitas Secara Umum .....   | VI-1         |
| VI.2 Utilitas di Pabrik Etilen Glikol .....                                   | VI-2         |
| <b>BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA</b>                                |              |
| VII.1 Pendahuluan.....  | VII-1        |
| VII.2 Alat Pelindung Diri.....  | VII-8        |
| VII.3 Instalasi Pemadam Kebakaran .....                                       | VII-12       |
| VII.4 Keselamatan dan Kesehatan Kerja pada Area<br>Pabrik Etilen Glikol ..... | VII-12       |
| <b>BAB VIII INSTRUMENTASI</b>   |              |
| VIII.1 Instrumntasi Secara Umum.....  | VIII-1       |
| VIII.2 Jenis-jenis Alat Kontrol pada Pabrik Etilen Glikol ...                 | VIII-4       |

|   |             |
|---|-------------|
| <b>BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH .....</b>   | <b>IX-1</b> |
| <b>BAB X KESIMPULAN.....</b>            | <b>X-1</b>  |
| <b>DAFTAR NOTASI.....</b>               | <b>xi</b>   |
| <b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>             | <b>xii</b>  |
| <b>LAMPIRAN :</b>                       |             |
| APPENDIX A NERACA MASSA .....           | A-1         |
| APPENDIX B NERACA PANAS .....           | B-1         |
| APPENDIX C SPESIFIKASI ALAT .....       | C-1         |
| Flowsheet Proses Pabrik Etilen Glikol   |             |
| Flowsheet Utilitas Pabrik Etilen Glikol |             |

## DAFTAR GAMBAR

|                   |   |      |
|-------------------|---|------|
| <b>Gambar 1.1</b> | Data Impor Tahun 2010-2014 .....  | I-6  |
| <b>Gambar 1.2</b> | Data Ekspor Tahun 2010-2014.....  | I-6  |
| <b>Gambar 1.3</b> | Data Produksi Tahun 2010-2014 .....   | I-7  |
| <b>Gambar 1.4</b> | Data Konsumsi Tahun 2010-2014 .....   | I-7  |
| <b>Gambar 1.5</b> | Lokasi Pabrik di Cilegon, Banten .....  | I-8  |
| <b>Gambar 2.1</b> | Produksi Etilen Oksida dengan Proses<br>Oksidasi Basis Oksigen dan Udara.....                     | II-2 |
| <b>Gambar 2.2</b> | Produksi Etilen Glikol dengan Proses<br>Hidrolisis Etilen Oksida.....                             | II-5 |
| <b>Gambar 2.3</b> | Produksi Etilen Glikol dengan Proses<br>Hidrolisis Etilen Oksida melalui Etilen<br>Karbonat ..... | II-6 |



## DAFTAR TABEL

|                   |  |        |
|-------------------|--|--------|
| <b>Tabel 1.1</b>  | Impor Etilen Glikol (kg).....  | I-3    |
| <b>Tabel 1.2</b>  | Produsen Industri PSF/PFY di Indonesia.....                            | I-4    |
| <b>Tabel 1.3</b>  | Produsen Industri PET Resin di Indonesia .....                         | I-5    |
| <b>Tabel 1.4</b>  | Produsen Industri NFY di Indonesia .....                               | I-5    |
| <b>Tabel 1.5</b>  | Data Ekspor, Impor, Konsumsi, dan Produksi<br>Etilen Glikol (kg) ..... | I-5    |
| <b>Tabel 2.1</b>  | Perbandingan Proses Pembuatan Etilen<br>Oksida .....                   | II-7   |
| <b>Tabel 2.2</b>  | Perbandingan Proses Pembuatan Etilen<br>Glikol .....                   | II-7   |
| <b>Tabel 3.1</b>  | Neraca Massa di Mixing Tee .....                                       | III-2  |
| <b>Tabel 3.2</b>  | Neraca Massa di Reaktor Etilen Oksida .....                            | III-3  |
| <b>Tabel 3.3</b>  | Neraca Massa di Absorber .....   | III-4  |
| <b>Tabel 3.4</b>  | Neraca Massa di Stripper .....   | III-5  |
| <b>Tabel 3.5</b>  | Neraca Massa di Reaktor Glikol .....                                   | III-6  |
| <b>Tabel 3.6</b>  | Neraca Massa di Evaporator .....                                       | III-7  |
| <b>Tabel 3.7</b>  | Neraca Massa di Kolom MEG .....  | III-8  |
| <b>Tabel 3.8</b>  | Neraca Massa di Kondensor .....  | III-9  |
| <b>Tabel 3.9</b>  | Neraca Massa di Reboiler .....   | III-10 |
| <b>Tabel 3.10</b> | Neraca Massa di Kolom DEG .....  | III-11 |
| <b>Tabel 3.11</b> | Neraca Massa di Kondensor .....  | III-12 |
| <b>Tabel 4.1</b>  | Neraca Panas di Mixing Tee .....                                       | IV-2   |
| <b>Tabel 4.2</b>  | Neraca Panas di Heater .....   | IV-3   |
| <b>Tabel 4.3</b>  | Neraca Panas di Cooler.....  | IV-4   |
| <b>Tabel 4.4</b>  | Neraca Panas di Heat Exchanger .....                                   | IV-5   |
| <b>Tabel 4.5</b>  | Neraca Panas di Reaktor Etilen Oksida .....                            | IV-6   |
| <b>Tabel 4.6</b>  | Neraca Panas di Absorber.....  | IV-7   |
| <b>Tabel 4.7</b>  | Neraca Panas di Stripper.....  | IV-8   |
| <b>Tabel 4.8</b>  | Neraca Panas di Heater .....   | IV-9   |
| <b>Tabel 4.9</b>  | Neraca Panas di Reaktor Etilen Glikol .....                            | IV-10  |
| <b>Tabel 4.10</b> | Neraca Panas di Evaporator .....                                       | IV-11  |
| <b>Tabel 4.11</b> | Neraca Panas di Kolom MEG.....   | IV-12  |

|                   |  |        |
|-------------------|--|--------|
| <b>Tabel 4.12</b> | Neraca Panas di Kolom DEG .....                                  | IV-13  |
| <b>Tabel 5.1</b>  | Spesifikasi Blower .....   | V-1    |
| <b>Tabel 5.2</b>  | Spesifikasi Heater .....   | V-1    |
| <b>Tabel 5.3</b>  | Spesifikasi Reaktor Etilen Oksida .....                          | V-2    |
| <b>Tabel 5.4</b>  | Spesifikasi Heat Exchanger .....                                 | V-3    |
| <b>Tabel 5.5</b>  | Spesifikasi Cooler .....   | V-3    |
| <b>Tabel 5.6</b>  | Spesifikasi Absorber .....                                       | V-4    |
| <b>Tabel 5.7</b>  | Spesifikasi Pompa.....   | V-5    |
| <b>Tabel 5.8</b>  | Spesifikasi Stripper .....                                       | V-5    |
| <b>Tabel 5.9</b>  | Spesifikasi Reaktor Etilen Glikol.....                           | V-6    |
| <b>Tabel 5.10</b> | Spesifikasi Evaporator .....                                     | V-6    |
| <b>Tabel 5.11</b> | Spesifikasi Barometric Condensor.....                            | V-7    |
| <b>Tabel 5.12</b> | Spesifikasi Jet Ejector.....                                     | V-7    |
| <b>Tabel 5.13</b> | Spesifikasi Kolom MEG.....                                       | V-7    |
| <b>Tabel 5.14</b> | Spesifikasi Kondensor .....                                      | V-8    |
| <b>Tabel 5.15</b> | Spesifikasi Reboiler .....                                       | V-9    |
| <b>Tabel 6.1</b>  | Kebutuhan Air Pendingin .....                                    | VI-4   |
| <b>Tabel 6.2</b>  | Kebutuhan Steam.....   | VI-4   |
| <b>Tabel 6.3</b>  | Kebutuhan Total Air .....  | VI-6   |
| <b>Tabel 7.1</b>  | Alat Pelindung di Pompa .....                                    | VII-14 |
| <b>Tabel 7.2</b>  | Alat Pelindung di Sistem Perpipaian .....                        | VII-15 |
| <b>Tabel 7.3</b>  | Alat Pelindung di Reaktor dan Evaporator .....                   | VII-16 |
| <b>Tabel 7.4</b>  | Alat Pelindung Diri di Heat Exchanger .....                      | VII-18 |
| <b>Tabel 7.5</b>  | Alat Pelindung Diri di Absorber, Stripper<br>Dan Distilasi ..... | VII-19 |
| <b>Tabel 8.1</b>  | Sistem Pengontrolan pada Pabrik Etilen<br>Glikol .....           | VIII-4 |

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **I.1 Latar Belakang**

#### **I.1.1 Sejarah Etilen Glikol**

Etilen glikol atau 1,2 etanediol sebagai nama IUPAC memiliki rumus molekul  $\text{HOCH}_2\text{CH}_2\text{OH}$ . Etilen glikol atau disingkat EG atau etanediol adalah nama dagang yang digunakan di Indonesia. Etilen glikol merupakan glikol dengan senyawa diol yang sederhana. Senyawa diol adalah senyawa yang memiliki gugus hidroksil (OH), senyawa ini ditemukan pertama kali oleh Wurtz pada tahun 1859, dengan mereaksikan dari 1,2 dibromoetan dengan perak asetat menghasilkan etilen glikol diasetat kemudian dilanjutkan dengan proses hidrolisis menjadi etilen glikol. Etilen glikol pertama digunakan di industri pada perang dunia 1, sebagai produk pada pembuatan bahan peledak (etilen glikol dinitrat). Etilen glikol kemudian dikembangkan kembali menjadi produk utama suatu industri. Secara luas produksi etilen glikol dengan proses hidrolisis dari bahan baku etilen oksida dan air diperkirakan mencapai  $7 \times 10^6$  ton/tahun (Ullmann, 1992).

#### **I.1.2 Alasan Pendirian Pabrik**

Etilen glikol merupakan cairan jenuh, tidak berwarna, tidak berbau, berasa manis dan larut sempurna dalam air. Secara komersial, etilen glikol di Indonesia digunakan sebagai bahan baku industri poliester (tekstil) sebesar 97,34%. Sedangkan sisanya sebesar 2,66% digunakan sebagai bahan baku tambahan pada pembuatan cat, minyak rem, solven, alkil resin, tinta cetak, tinta bolpoint, *foam stabilizer*, kosmetik, dan bahan anti beku (anti *freeze*). Selama ini Indonesia masih mengimpor dari beberapa negara.

Penjualan produk etilen glikol terkait erat dengan permintaan dari industri poliester domestik dan saat ini Indonesia adalah pengimpor etilen glikol. Kondisi ini membawa



kesempatan besar untuk dilakukan pendirian pabrik untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri serta berkompetisi dengan produsen internasional dari Arab Saudi, Amerika Serikat, Jepang, dan Singapura. Industri tekstil mempunyai peluang besar yang cukup baik di pasaran lokal atau interlokal sehingga memungkinkan pendirian industri etilen glikol yang digunakan sebagai bahan bakunya. Dengan pendirian atau perluasan pabrik poliester di mana etilen glikol digunakan sebagai bahan utama, sementara etilen glikol digunakan hampir di seluruh dunia, termasuk Indonesia.

Dari pertimbangan di atas, maka pabrik etilen glikol layak didirikan di Indonesia dengan alasan sebagai berikut:

- a. Pendirian pabrik etilen glikol dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri (mengurangi kebutuhan impor sekaligus mengurangi ketergantungan terhadap negara lain).
- b. Membuka lapangan kerja baru sehingga menurunkan tingkat pengangguran.
- c. Membuka peluang bagi pengembangan-pengembangan industri dengan bahan baku etilen glikol, sehingga tercipta diversifikasi produk yang mempunyai nilai ekonomi lebih tinggi.
- d. Semakin banyak minat investor untuk menanamkan modalnya pada industri etilen glikol yang memang menjanjikan keuntungan yang cukup besar.

### **I.I.3 Ketersediaan Bahan Baku**

Indonesia mempunyai PT. Chandra Asri, berlokasi di Cilegon, Banten yang memproduksi etilen dalam jumlah banyak, sehingga untuk bahan baku etilen diperoleh dari PT Chandra Asri dengan asumsi pabrik tersebut selalu menyediakan etilen untuk pabrik kami. Bahan baku udara didapatkan dari lingkungan. Kebutuhan katalis perak diimpor dari Linyi Peaxe Precious Metal Catalyst Co., Ltd., Cina. Pengadaan bahan baku ini dilakukan dengan sistem kontrak kerja sama. Bahan baku berupa air dapat diperoleh dari sungai di daerah terdekat yaitu Sungai Cisadane,



Tangerang.

#### I.1.4 Kebutuhan

Produsen penghasil etilen glikol di Indonesia sampai saat ini hanya ada satu perusahaan yaitu PT. Polychem Indonesia Tbk. yang memproduksi 216.000 ton/tahun dengan persentase penjualan etilen glikol 81% untuk konsumsi dalam negeri dan 19% untuk diekspor ke Asia dan Amerika Utara. Jumlah ini belum dapat memenuhi semua kebutuhan etilen glikol di Indonesia sehingga kebutuhan etilen glikol dipenuhi dengan mengimpor dari perusahaan luar negeri seperti yang terlihat pada **Tabel 1.1.**

Kebutuhan etilen glikol dari tahun ke tahun terus mengalami peningkatan, hal ini dapat kita lihat dari data import di bawah ini:

**Tabel 1.1,** Impor Etilen Glikol (kg)

| Tahun | Impor       |
|-------|-------------|
| 2010  | 396.393.017 |
| 2011  | 386.041.895 |
| 2012  | 396.889.510 |
| 2013  | 406.995.402 |
| 2014  | 492.790.955 |

#### I.1.5 Aspek Pasar

Untuk pemasaran produk perlu diperhatikan letak pabrik dengan pasar yang membutuhkan produk tersebut guna menekan biaya pendistribusian ke lokasi pasar dan waktu pengiriman. Produk etilen glikol jenis poliester *grade* ditujukan terutama untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Pabrik yang memanfaatkan produk etilen glikol sebagai bahan bakunya kebanyakan berada di propinsi Banten dan Jawa barat, sedangkan dalam sebagian kecil lainnya di DKI Jakarta dan propinsi Jawa tengah. Pabrik-pabrik yang memanfaatkan etilen glikol sebagai bahan bakunya antara lain pabrik *Polyester Staple Fiber (PSF)*,

---



*Polyester Filament Yarn* (PFY), dan *Polyester Terephthalat Resin* (PET) untuk membuat plastik, terutama botol dan film. Etilen glikol juga digunakan sebagai bahan baku *Nylon Filament Yarn* (NFY), *Nylon Tirecord* (NTC), *cooling agent* dan anti freezer. Sementara produk samping dietilen glikol (DEG) dimanfaatkan di industri *Unsaturated Polyester Resin* (UPR), minyak rem dan industri solven. Sedangkan produk samping trietilen glikol (TEG) dipakai untuk pengeringan gas alam dan pembersihan bahan kimia.

**Tabel 1.2** Produsen Industri PSF/PFY di Indonesia

| No. | Industri                             | Lokasi     | Propinsi   |
|-----|--------------------------------------|------------|------------|
| 1.  | PT. GT Petrochem Indonesia           | Tangerang  | Banten     |
| 2.  | PT. Teijin Indonesia Fiber Co.       | Tangerang  | Banten     |
| 3.  | PT. Panasia Indosyntec               | Bandung    | Jawa Barat |
| 4.  | PT. Sulindafin                       | Tangerang  | Banten     |
| 5.  | PT. Tri Rempoa Solo Synthetic        | Jakarta    | Jakarta    |
| 6.  | PT. Indonesia Toray Synthetic        | Tangerang  | Banten     |
| 7.  | PT. Kukuh Manunggal Fiber Industries | Tangerang  | Banten     |
| 8.  | PT. Indorama Synthetic               | Purwakarta | Jawa Barat |
| 9.  | PT. Polysindo Eka Perkasa            | Kerawang   | Jawa Barat |
| 10. | PT. Vartex Prima Industries          | Bandung    | Jawa Barat |
| 11. | PT. Sungkyong Keris                  | Tangerang  | Banten     |
| 12. | PT. Kohap Indonesia                  | Tangerang  | Banten     |
| 13. | PT. Central Filamen                  | Bandung    | Jawa Barat |

**Tabel 1.3** Produsen Industri PET Resin di Indonesia

| No. | Industri                  | Lokasi     | Propinsi   |
|-----|---------------------------|------------|------------|
| 1.  | PT. Indorama Synthetic    | Purwakarta | Jawa Barat |
| 2.  | PT. Polypet Karya Persada | Cilegon    | Banten     |
| 3.  | PT. Bakrie Kasei PET      | Cilegon    | Banten     |
| 4.  | PT. Petnesia Resindo      | Tangerang  | Banten     |
| 5.  | PT. Sungkyong Keris       | Tangerang  | Banten     |

**Tabel 1.4** Produsen Industri NFY di Indonesia

| No. | Industri                | Lokasi     | Propinsi   |
|-----|-------------------------|------------|------------|
| 1.  | PT. Filamendo           | Tangerang  | Banten     |
| 2.  | PT. Shinta Nylon Utaman | Bekasi     | Jakarta    |
| 3.  | PT. Indachi             | Purwakarta | Jawa Barat |

### 1.1.6 Kapasitas Perancangan dan Lokasi Pabrik

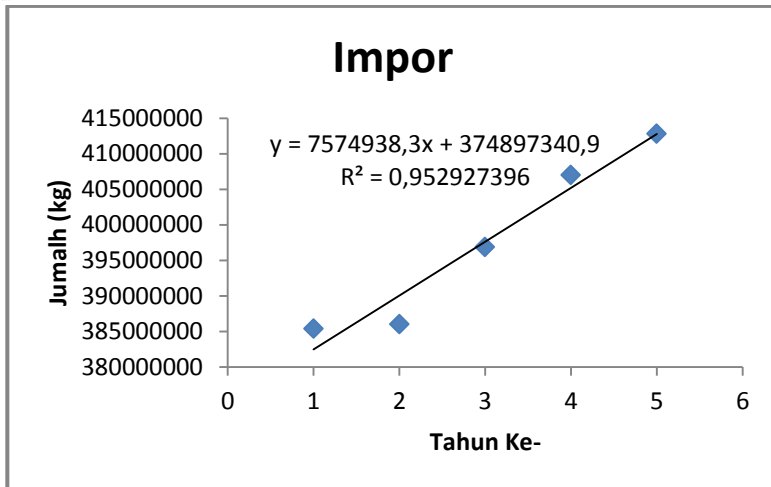
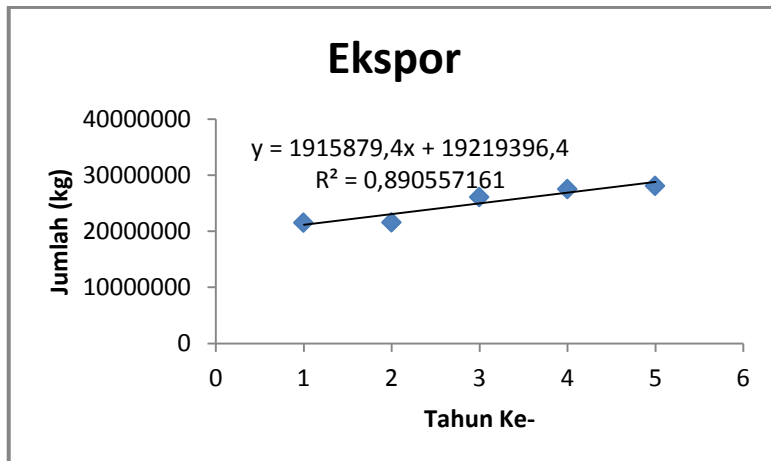
#### 1. Kapasitas perancangan

Dalam menentukan kapasitas rancangan pabrik etilen glikol ini perlu mempertimbangkan beberapa hal yang diantaranya jumlah konsumsi dan produksi serta jumlah impor dan ekspor etilen glikol di Indonesia.

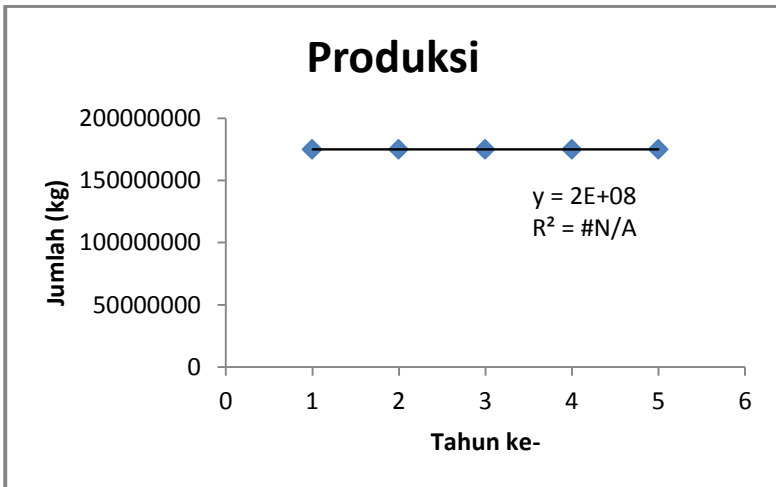
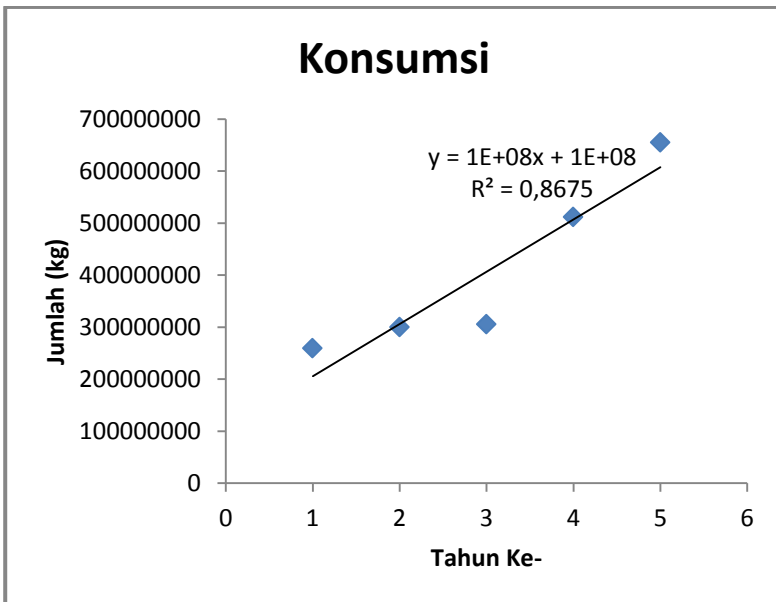
Kebutuhan etilen glikol dari tahun ke tahun terus mengalami peningkatan, hal ini dapat kita lihat dari data import pada tabel dibawah ini

**Tabel 1.5** Data Ekspor, Impor, Konsumsi, dan Produksi Etilen Glikol (kg)

| Tahun | Ekspor   | Impor     | Produksi  | Konsumsi  |
|-------|----------|-----------|-----------|-----------|
| 2010  | 21503870 | 385393017 | 174960000 | 259434690 |
| 2011  | 21580917 | 386041895 | 174960000 | 299876548 |
| 2012  | 26106778 | 396889510 | 174960000 | 305872454 |
| 2013  | 27539765 | 406995402 | 174960000 | 511784160 |
| 2014  | 28103843 | 412790955 | 174960000 | 655409178 |

**Gambar 1.1** Data Impor Tahun 2010-2014**Gambar 1.2** Data Ekspor Tahun 2010-2014



**Gambar 1.3** Data Produksi Tahun 2010-2014**Gambar 1.4** Data Konsumsi Tahun 2010-2014



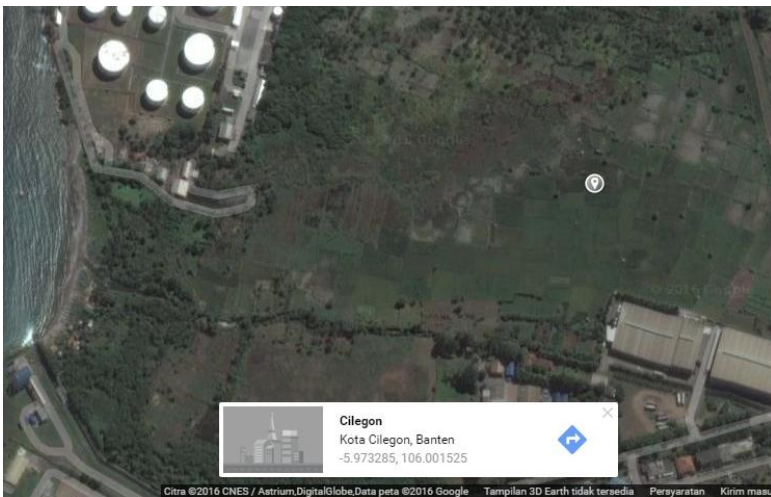
Dari grafik-grafik diatas didapatkan persamaan regresi linear untuk memprediksi jumlah kebutuhan etilen glikol pada tahun 2020:

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= 15\% \times ((\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor})) \\
 &= 15\% \times ((1.200.000.000 + 40.294.069,8) - \\
 &\quad (174960000 + 458.221.662,2)) \\
 &= 91.066.861 \text{ kg} \\
 &= 91.066,861 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan data di atas, dapat diambil kapasitas pabrik sebesar 91.066,861 ton/tahun dengan kapasitas produksi per hari selama 300 hari adalah 300.000 kg/hari.

## 2. Lokasi pabrik

Penentuan lokasi pabrik sangat penting dalam menentukan keberhasilan dan kelangsungan produksi pabrik tersebut. Pemilihan lokasi pendirian pabrik etilen glikol di Cilegon, Banten yang tepat, ekonomis, dan menguntungkan dipengaruhi oleh faktor utama dan faktor khusus.



**Gambar 1.5** Lokasi Pabrik di Cilegon, Banten

**a. Faktor utama**

Faktor utama ini secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari pabrik yang meliputi produksi dan distribusi produk yang diatur menurut macam dan kualitas, waktu dan tempat yang dibutuhkan konsumen pada tingkat harga yang terjangkau. Sedangkan pabrik masih memperoleh keuntungan yang wajar. Faktor utama ini meliputi :

- Pemasaran

Untuk pemasaran produk perlu diperhatikan letak pabrik dengan pasar yang membutuhkan produk tersebut guna menekan biaya pendistribusian ke lokasi pasar dan waktu pengiriman. Produk etilen glikol jenis poliester *grade* ditujukan terutama untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Pabrik yang memanfaatkan produk etilen glikol sebagai bahan bakunya kebanyakan berada di propinsi Banten dan Jawa barat, sedangkan dalam sebagian kecil lainnya di DKI Jakarta dan propinsi Jawa tengah. Pabrik-pabrik yang memanfaatkan etilen glikol sebagai bahan bakunya antara lain pabrik *Polyester Staple Fiber* (PSF), *Polyester Filament Yarn* (PFY), dan *Polyester Terephtalat Resin* (PET) untuk membuat plastik, terutama botol dan film. Etilen glikol juga digunakan sebagai bahan baku *Nylon Filament Yarn* (NFY), *Nylon Tirecord* (NTC), *cooling agent* dan anti *freezer*. Sementara produk samping dietilen glikol (DEG) dimanfaatkan di industri *Unsaturated Polyester Resin* (UPR), minyak rem dan industri solven. Sedangkan produk samping trietilen glikol (TEG) dipakai untuk pengeringan gas alam dan pembersihan bahan kimia.

- Sarana transportasi

Sarana transportasi diperlukan untuk mengangkut bahan baku dan memasarkan produk. Cilegon merupakan kota yang berada di tepi pantai yang memiliki pelabuhan laut, sehingga mempermudah pengiriman bahan baku maupun produk. Sarana transportasi jalur darat yaitu adanya jalan



tol yang cukup memudahkan distribusi produk dan bahan baku.

### **b. Faktor sekunder**

- **Tenaga kerja**  
Tenaga kerja yang dibutuhkan dapat direkrut dari tenaga ahli dan berpengalaman dibidangnya dan tenaga kerja lokal yang berasal dari lingkungan masyarakat sekitar pabrik.
- **Utilitas**  
Kebutuhan air proses dapat dipenuhi dari pengolahan air sungai Cidanau. Sedangkan sumber listrik dapat dipenuhi dari PLN, di samping itu energi listrik juga dapat diproduksi sendiri menggunakan generator.
- **Sarana dan prasarana**  
Sebagai kawasan industri yang cukup besar di Indonesia, sarana transportasi, telekomunikasi dan prasarana penunjang lainnya di Cilegon sangat mendukung berdirinya industri-industri baru.

## **I.2 Dasar Teori**

- **Etilen**

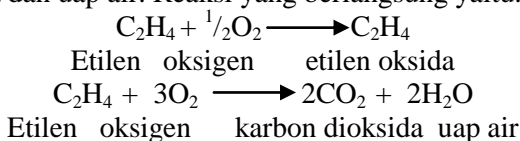
Etilen (etana,  $\text{H}_2\text{C}=\text{CH}_2$ ) adalah yang paling ringan dari hidrokarbon olefin. Karena ikatan ganda, etilen adalah senyawa yang sangat reaktif yang dikonversi ke produk setengah jadi dan produk pada skala industri besar dengan berbagai penambahan, dan reaksi polimerisasi. Meskipun kurang reaktif jika dibandingkan asetilena, etilena senyawa sederhana, aman, dan lebih murah untuk memproduksi dan untuk mengkonversi ke senyawa lain yang berguna, dan telah menggantikan asetilena dalam industri kimia. Etilen adalah bahan kimia organik yang paling signifikan yang dihasilkan saat ini dalam hal produksi, nilai penjualan, dan berbagai turunan yang bermanfaat. Etilen terutama digunakan untuk produksi bahan polimer seperti pembuatan plastik, serat, film, resin, perekat, dan elastomer. Penggunaan penting lainnya dari turunan etilen



yaitu sebagai pelarut, antibeku, dan surfaktan (*McKetta, 1985*).

- **Etilen Oksida**

Etilen oksida merupakan zat kimia komoditas utama yang di produksi di seluruh dunia. Etilen oksida diproduksi dengan proses oksidasi katalitik etilen dengan katalis perak. Banyak metoda lain yang telah diajukan untuk memproduksi etilen oksida namun tidak ada metoda lain yang diterapkan dalam skala industri selain metoda ini. Reaksi samping dari oksidasi etilen menjadi karbon dioksida dan uap air. Reaksi yang berlangsung yaitu:



- **Etilen Glikol**

Monoetilen glikol yang sering disebut etilen glikol adalah cairan jenuh, tidak berwarna, tidak berbau, berasa manis, dan larut sempurna dalam air. Grup hidroksil pada glikol memberikan kemungkinan turunan senyawa yang lebih luas. Gugus hidroksil ini bisa diubah menjadi aldehid, alkil halide, amina, azida, asam karboksil, eter, merkaptan, ester nitrat, nitril, ester nitrit, ester organik, ester posphat, dan ester sulfat. Senyawa-senyawa ini membuat etilen glikol bisa menjadi senyawa intermediet dalam banyak reaksi. Terutama dalam formasi resin, kondensasi dengan dimetil terephtalat atau asam terephtalat menghasilkan resin polyester. Rumus molekul etilen gilikol adalah HOCH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>OH.

### 1.3 Kegunaan Produk

- **Etilen Glikol**

Terdapat beberapa kegunaan produk etilen glikol, diantaranya adalah:



1. Dapat digunakan sebagai anti beku pada radiator kendaraan bermotor
2. Sebagai bahan baku poliester dan tereftalat (bahan baku serat sintetis)
3. Digunakan untuk resin alkid dan resin polyester untuk cat
4. Untuk membantu pada proses penggilingan semen
5. Sebagai bahan untuk mengurangi lapisan es yang ada di kaca depan dan sayap pada pesawat
6. Digunakan dalam rem dan meredam guncangan
7. Sebagai cairan untuk inhibitor dan mencegah karet membengkak
8. Sebagai pelumas tahan api
9. Untuk pelarut untuk pewarna
10. Untuk menghentikan terbentuknya amonia perborat pada kapasitor elektrolit

(Faith, 1975)

- **Dietilen Glikol**

Dietilen glikol (DEG) merupakan produk samping dari hidrolisis etilen oksida yang digunakan sebagai polyurethane, resin poliester tak jenuh (Faith, 1975).

- **Trietilen Glikol**

Trietilen glikol (TEG) digunakan sebagai pewarna tekstil, pelarut pada ekstraksi petroleum, dehidrolisis natural gas, *plasticizer* dan surfaktan (Faith, 1975).

## I.4 Sifat Fisika dan Kimia

### I.4.1 Bahan baku utama (etilen)

Sifat fisis

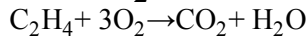
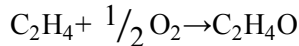
- |                     |                             |
|---------------------|-----------------------------|
| • Berat molekul     | : 28,054 g/mol              |
| • Titik didih       | : -103,71°C                 |
| • Temperatur kritis | : 9,2 °C                    |
| • Tekanan kritis    | : 5042 kPa                  |
| • Densitas cairan   | : 7,635 mol/dm <sup>3</sup> |



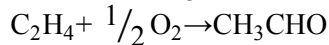
- Viskositas :  $1,61 \cdot 10^{-4}$  Pa.s
- Panas pembakaran : 1,411 kJ/mol

#### Sifat kimia

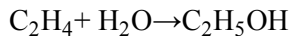
- Oksidasi etilen pada tekanan 10-30 atm suhu 200-300°C dengan katalis Ag menghasilkan etilen oksida dengan hasil samping  $\text{CO}_2$  dan  $\text{H}_2\text{O}$ .



- Oksidasi etilen pada 0,4-10 atm pada suhu 175-200°C dengan katalisator  $\text{PdCl}_2$  menghasilkan asetaldehid.



- Reaksi etilen dengan air pada 7 Mpa suhu 250-300°C menghasilkan etanol.



(McKetta, 1985).

### I.4.2 Bahan baku pendukung (udara)

- Wujud : gas
- Berat Molekul : 28,96 g/mol
- Densitas :  $0,0013 \text{ g/cm}^3$
- Titik Didih :  $-194,3^\circ\text{C}$
- Titik Beku :  $-216,2^\circ\text{C}$
- Komposisi rata-rata
  - Uap air : 2,16% mol
  - Nitrogen : 76,4% mol
  - Oksigen : 20,94% mol
  - Argon : 0,91% mol
  - $\text{CO}_2$  : 0,03% mol

### I.4.3 Produk

#### I.4.3.1 Produk utama

- Etilen glikol

Sifat fisis:

- Berat molekul : 62,07 g/mol



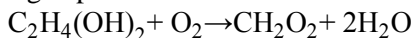

---

|                           |                            |
|---------------------------|----------------------------|
| • Bentuk                  | : Cair                     |
| • Warna                   | : Tak bewarna              |
| • Kemurnian               | : 99,8%                    |
| • Titik didih (1 atm)     | : 197,60°C                 |
| • Titik beku (1 atm)      | : - 13°C                   |
| • Viskositas (20°C)       | : 19,83 mPa.s              |
| • Densitas ( 20°C )       | : 1,1135 g/cm <sup>3</sup> |
| • Panas spesifik ( 20°C ) | : 0,561 kkal/kg            |
| • Panas penguapan (1 atm) | : 52,24 kJ/mol             |
| • Panas pembakaran (20°C) | : -19,07 MJ/kg             |

---

#### Sifat kimia

Monoetilen glikol merupakan cairan yang jernih, tidak berwarna tidak berbau dengan rasa manis, dapat menyerap air dan dapat dicampur dengan beberapa pelarut polar seperti air, alkohol, glikol eter dan aseton. Kelarutan dalam larutan nonpolar rendah seperti benzena, toluen, dikloroetan, dan kloroform. Etilen glikol dapat dengan mudah dioksidasi menjadi bentuk aldehid dan asam karboksilat oleh oksigen dan asam nitrit. Kondisi reaksi yang bervariasi dapat mempengaruhi formasi dari hasil oksidasi yang diinginkan. Oksidasi fase gas dengan udara membentuk glioksal, dengan penambahan katalis Cu.



Etilen glikol bereaksi dengan etilen oksida membentuk di-, tri-, tetra-, dan polietilen glikol (Ullman, 1992).

### I.4.3.2 Produk sampling

#### a. Dietilen glikol

##### Sifat Fisis

|                 |                |
|-----------------|----------------|
| • Berat molekul | : 106,12 g/mol |
| • Bentuk        | : cair         |
| • Warna         | : Tak bewarna  |

---





- Titik didih (1 atm) : 245,8°C
- Titik beku (1 atm) : -8°C
- Viskositas (21°C) : 35,6 cP
- Densitas (20°C) : 1,12 g/mL
- Specific Gravity : 1,12

Sifat kimia

1. Dietilen glikol terkondensasi dengan amina primer membentuk struktur siklis seperti metal amina
2. Dietilen glikol bereaksi dengan metal amina membentuk N-metilmorfolin
3. Larut dalam air, alkohol, etilen glikol, eter, dan aseton

#### **b. Trietilen glikol**

Sifat Fisis:

- Berat molekul : 150,18 g/mol
- Bentuk : cair
- Warna : Tak bewarna
- Titik didih (1 atm) : 285°C
- Titik beku (1 atm) : -5°C
- Specific gravity : 1,1274
- Viskositas (20°C) : 29 cP
- Densitas (20°C) : 1,13 g/cm<sup>3</sup>

Sifat kimia

Trietilen glikol dapat dibuat langsung dengan mereaksikan etilen oksida dengan dietilen glikol. Mudah larut dalam air



Halaman ini sengaja dikosongkan

## **BAB II**

### **MACAM DAN URAIAN PROSES**

#### **II.1 Macam Proses Pembuatan Etilen Glikol**

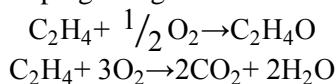
Macam-macam proses pembuatan etilen glikol terdiri dari pembuatan etilen oksida dilanjutkan dengan pembuatan etilen glikol. Penjelasan pembuatan etilen glikol akan dijelaskan pada sub-sub bab dibawah.

##### **II.1.1 Pembuatan etilen oksida**

Pembuatan etilen oksida terdapat dua macam yaitu proses oksidasi etilen dengan oksigen dan proses oksidasi etilen dengan udara.

##### **II.1.1.1 Proses oksidasi langsung dengan oksigen**

Dalam proses ini terjadi reaksi pembentukan etilen oksida dan reaksi samping menghasilkan karbondioksida dan air.



Reaksi dijalankan dalam reaktor *fixed bed multitube* pada tekanan 1-2,2 MPa dan suhu 220-275°C dengan menggunakan katalis perak. Konversi per pass dijaga rendah sekitar 8%-12% untuk mendapatkan selektivitas yang tinggi yaitu 80%-90%. Selain terbentuk etilen oksida, juga terbentuk produk samping yang berupa gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O. Konsentrasi CO<sub>2</sub> yang dihasilkan 15% mol sehingga perlu rangkaian CO<sub>2</sub> *absorber* dan CO<sub>2</sub> *stripper* untuk pengurangan kandungan CO<sub>2</sub> sebelum gas keluar dapat di *recycle* ke reaktor lagi. Selain itu guna mencegah efek eksplosivitas etilen terhadap oksigen, maka perlu penambahan nitrogen dalam siklus reaktor (McKetta, 1985).

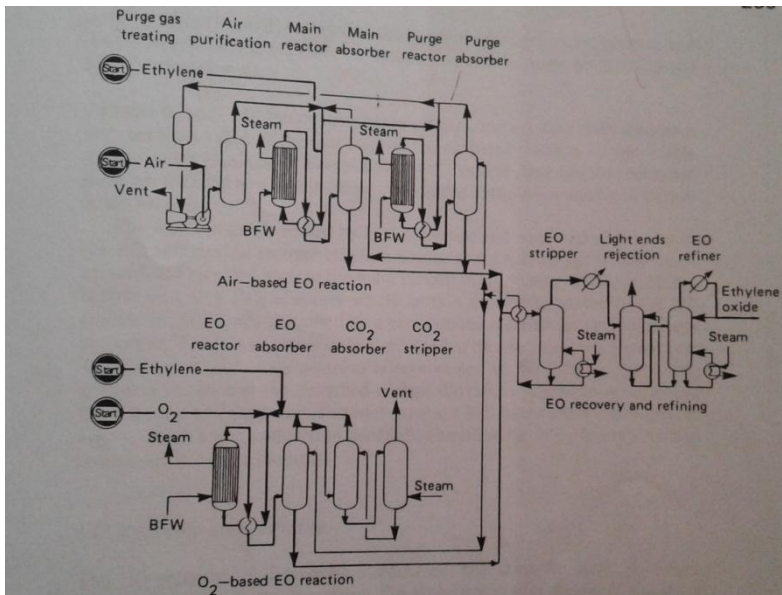
##### **II.1.1.2 Proses oksidasi langsung dengan udara**

Proses ini terdiri dari reaksi utama dan reaksi samping menghasilkan produk yang sama. Proses ini dijalankan pada suhu 220-277°C dan tekanan 1-3 MPa dengan katalis perak. Konversi produk yang dihasilkan bisa lebih tinggi, yaitu sekitar 20%-30% dengan selektivitas 80%.



Dengan digunakannya udara dengan kadar nitrogen tinggi, maka tidak memerlukan gas diluen khusus karena nitrogen berfungsi sebagai diluen untuk pencegahan eksplosivitas. Namun demikian, dengan digunakannya udara sebagai oksidator yang mengandung banyak nitrogen, maka diperlukan pemurnian sebagian reaktan yang tidak bereaksi sebelum di *recycle* dalam reaktor untuk mencegah akumulasi nitrogen dalam reaktor (McKetta, 1985).

Gambar 2.1 menunjukkan proses pembuatan etilen oksida dengan proses oksidasi langsung dengan oksigen dan proses oksidasi langsung dengan udara.



**Gambar 2.1** Produksi Etilen Oksida dengan Proses Oksidasi Basis Oksigen dan Udara



### II.1.2 Pembuatan etilen glikol

Pembuatan etilen glikol terdapat dua macam yaitu dengan hidrolisis etilen oksida dan hidrolisis etilen oksida melalui etilen karbonat.

#### II.1.2.1 Hidrolisis etilen oksida

Pada proses hidrolisis etilen oksida, distribusi produk pada reaktor tidak begitu terpengaruh oleh suhu dan tekanan pada kisaran suhu  $90^{\circ}\text{C}$ - $200^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1-30 bar. Distribusi produk secara substansional sama antara reaksi katalik dan reaksi nonkatalik. Di mana bila dengan katalis basa hasil glikol derajat tinggi akan meningkat atau lebih tinggi bila dibandingkan dengan katalis asam. Kecepatan reaksi hidrolisis sangat dipengaruhi oleh suhu katalis asam. Efektifitas basa sekitar 1/100 dibandingkan dengan asam pada konsentrasi yang sama dalam reaksi hidrolisis. Pemakaian katalis asam dalam reaktor hidrolisis memungkinkan untuk dioperasikan pada suhu dan tekanan relatif lebih rendah dibandingkan reaksi non katalis, tetapi membuat larutan sangat korosif dan membutuhkan peralatan anti korosif yang harganya mahal. Bahan baku etilen oksida dan air dicampur bersama-sama dengan *recycle* dan dipompa ke reaktor hidrolisis setelah dipanaskan dengan menggunakan air panas *recycle* dan uap air. Jika unit glikol dikombinasi dengan pabrik etilen oksida, maka akan menjadi pertimbangan ekonomi, untuk memberi umpan dari unit etilen oksida. Akan tetapi, hal ini dapat berpengaruh pada katalis reaktor etilen glikol jika produk yang dihasilkan monoetilen glikol *fiber grade*.

Dengan menggunakan proses non katalik, waktu tinggal dalam reaktor cukup lama. Tekanan operasi dikontrol untuk menghindari penguapan etilen oksida. Reaktor yang beroperasi pada suhu  $190^{\circ}\text{C}$ - $200^{\circ}\text{C}$  dengan tekanan 14-22 atm tergantung pada konsentrasi etilen oksida mula-mula. Campuran air-glikol dari reaktor diumpankan ke *evaporator* untuk memekatkan konsentrasi dengan menggunakan *steam* tekanan tinggi. Satu *evaporator* terakhir beroperasi dengan tekanan vakum. Air yang teruapkan dikondensasi sebagai kondensat. Larutan *crude* glikol

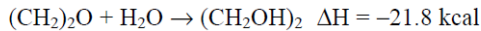
---



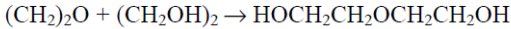
dari evaporator kemudian diumpankan ke distilasi untuk memisahkan air dan fraksi ringan. Campuran glikol yang telah bebas air kemudian difraksinasi dalam kolom distilasi untuk mendapatkan produk utama berupa monoetilen glikol, dan produk samping berupa dietilen glikol dan trietilen glikol. Variabel yang penting dalam proses ini adalah perbandingan air dan etilen oksida. Pada reaksi ini tidak terjadi pembentukan polietilen glikol karena menggunakan air dalam jumlah besar, dengan perbandingan molar rasio air dengan etilen oksida yaitu antara 2,5-30. Proses hidrolisis dengan menggunakan katalis akan dapat dioperasikan dengan temperatur dan tekanan lebih rendah. Tetapi katalis asam bersifat korosif sehingga diperlukan peralatan bahan anti korosi yang mahal (McKetta, 1985).

Pembentukan homolog lebih tinggi pada pembuatan etilen glikol dapat terjadi karena etilen oksida lebih cepat bereaksi dengan etilen glikol daripada dengan air. *Yield* dapat ditingkatkan dengan pemberian air berlebih yaitu 20 kali lipat. Selain nilainya dapat ditentukan dengan menggunakan katalis asam sulfat dapat juga ditentukan tanpa menggunakan katalis yang dalam prakteknya hampir 90% etilen oksida dapat dikonversi menjadi etilen glikol, sisa reaksi 10% bereaksi dalam bentuk homolog yang lebih tinggi. Untuk penggunaan reaktor etilen glikol lebih baik menggunakan reaktor jenis *plug flow* dibandingkan dengan reaktor jenis CSTR. (Ullman's, 1989).

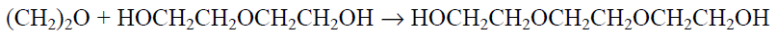
Berikut ini merupakan reaksi yang terjadi dalam reaktor etilen glikol. Reaksi pertama merupakan reaksi hidrolisis etilen oksida, sedang untuk reaksi kedua dan ketiga adalah reaksi pembentukan glikol. Reaksi ini termasuk reaksi seri-paralel, dengan etilen oksida pada reaksi seri serta air, monoetilen glikol, dietilen glikol, dan trietilen glikol bertindak pada reaksi paralel.



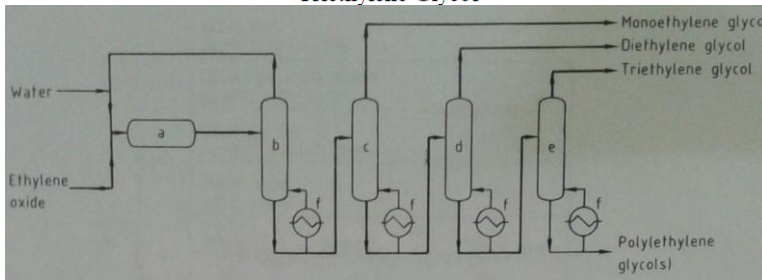
Monoethylene Glycol



Diethylene Glycol



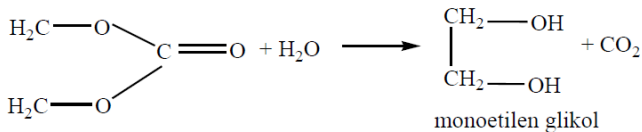
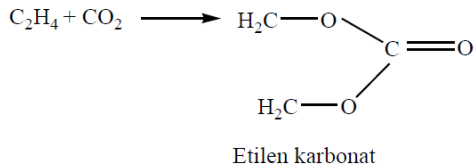
Triethylene Glycol



**Gambar 2.2** Produksi Etilen Glikol Dengan Proses Hidrolisis Etilen Oksida

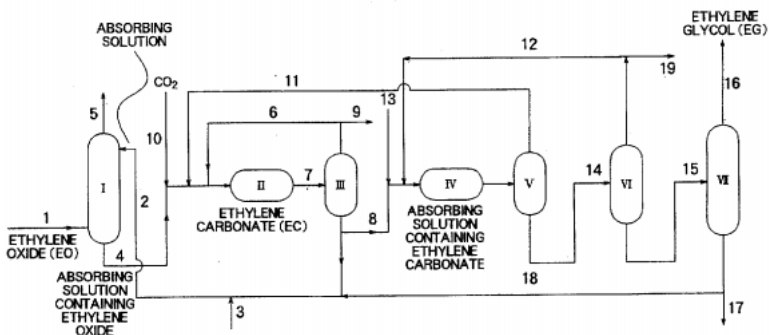
### II.1.2.2 Hidrolisis etilen oksida melalui etilen karbonat

Pada proses ini terjadi hidrolisis etilen oksida melalui etilen karbonat sebagai perantara. Pada tahap pertama etilen oksida direaksikan dengan karbon dioksida dalam keadaan bebas air untuk membentuk etilen karbonat. Kemudian etilen karbonat direaksikan dengan air membentuk etilen glikol. Reaksi ini berlangsung dalam fase cair dengan bantuan katalis. Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Proses ini memiliki keuntungan dan kerugian. Keuntungan dari proses ini adalah jika proses dilakukan untuk membentuk dietilen glikol dalam jumlah besar lebih menguntungkan karena biaya operasi lebih murah. Sedangkan kerugiannya adalah biaya pemurnian yang lebih mahal daripada proses hidrolisis (*McKetta, 1985*).

Gambar 2.3 menunjukkan proses pembuatan etilen glikol dengan proses hidrolisis etilen oksida melalui etilen karbonat.



**Gambar 2.3** Produksi Etilen Glikol dengan Proses Hidrolisis Etilen Oksida melalui Etilen Karbonat





## II.2 Seleksi Proses

**Tabel 2.1** Perbandingan Proses Pembuatan Etilen Oksida

| Tinjauan         | Macam Proses          |              |
|------------------|-----------------------|--------------|
|                  | Oksida Langsung       |              |
|                  | Dengan Oksigen Teknis | Dengan Udara |
| Temperatur (°C)  | 220 - 275             | 220 - 277    |
| Tekanan (MPa)    | 1 - 2,2               | 1 - 3        |
| Selektivitas (%) | 80 - 90               | 80           |

Dari kedua proses untuk pembuatan etilen oksida dipilih menggunakan proses oksidasi berbasis udara dengan pertimbangan bahan baku udara lebih murah dibandingkan dengan menggunakan oksigen teknis.

**Tabel 2.2** Perbandingan Proses Pembuatan Etilen Glikol

| Tinjauan        | Macam Proses             |  |
|-----------------|--------------------------|--|
|                 | Hidrolisis Etilen Oksida | Hidrolisis Etilen Oksida Melalui Etilen Karbonat |
| Temperatur (°C) | 190-200                  | 100-250  |
| Tekanan (atm)   | 14-22                    | 0-9,7  |
| Yield           | 90%                      | 98%  |
| Produk          | MEG, DEG, TEG            | MEG, DEG, TEG, CO <sub>2</sub>                   |
| Biaya           | Murah                    | Mahal  |
| Proses          | Hidrolisis               | Pembentukan etilen karbonat dan hidrolisis       |



Dari kedua proses untuk pembentukan etilen glikol dipilih menggunakan hidrolisis etilen oksida dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Biaya operasi murah
- b. Proses yang digunakan tidak rumit

### **II.3 Uraian Proses Oksidasi Langsung dengan Udara Dilanjutkan Hidrolisis Etilen Oksida**

Pada proses oksidasi langsung dengan udara dilanjutkan hidrolisis etilen oksida dengan beberapa tahapan proses yang akan dijelaskan pada sub bab di bawah ini.

#### **II.3.1 Deskripsi proses oksidasi dilanjutkan hidrolisis etilen oksida**

##### **1. Tahap penyiapan bahan baku**

Gas etilen dari PT. Chandra Asri dikirimkan melalui pipa bawah tanah yang terhubung langsung ke pabrik etilen glikol. Gas etilen dengan tekanan  $25 \text{ kg/cm}^2$  menuju *mixing tee* (M-112). Bahan baku udara dengan temperatur ruang dialirkan melalui *blower* (G-111) untuk menghilangkan impuritis udara. Kemudian udara dimasukkan ke dalam *mixing tee* (M-112) untuk dicampur dengan gas etilen.

##### **2. Tahap pembentukan etilen oksida**

Campuran udara dan gas etilen keluar dari *mixing tee* (M-112) pada temperatur  $34^\circ\text{C}$  dialirkan ke *heater* (E-113) dengan temperatur keluar  $58^\circ\text{C}$  kemudian masuk ke *heat exchanger* (E-122) untuk dipanaskan hingga temperatur  $200^\circ\text{C}$ . Campuran umpan kemudian dialirkan ke bagian bawah reaktor (R-110) untuk pembentukan gas etilen oksida dan reaksi samping seperti pembentukan  $\text{CO}_2$ . Gas-gas hasil reaksi ini kemudian turun mengalir ke *cooler* (E-121) dengan temperatur keluar  $200^\circ\text{C}$  kemudian masuk ke *heat exchanger* (E-122) untuk didinginkan hingga temperaturnya turun menjadi  $48^\circ\text{C}$ .

Gas-gas hasil pendinginan dari *heat exchanger* (E-122) dengan temperatur  $47^\circ\text{C}$  mengalir ke absorber (D-120). Di dalam absorber (D-120) ini gas etilen oksida diserap dari aliran gas oleh



air. Etilen oksida yang terserap dikumpulkan di bagian bawah absorber (D-120) dengan temperatur  $46^{\circ}\text{C}$ , sedangkan gas-gas seperti  $\text{CO}_2$  mengumpul di bagian atas kolom dengan temperatur  $40^{\circ}\text{C}$ . Gas  $\text{CO}_2$  dialirkan ke pengolahan limbah sedangkan gas etilen dan udara dikembalikan ke dalam *mixing tee* (M-111). Selanjutnya etilen oksida dan air dialirkan ke stripper (D-130) dengan menggunakan pompa (L-131) untuk dipisahkan dengan menggunakan *steam* di stripper (D-130).

### 3. Tahap sintesa etilen glikol

Etilen oksida dengan komposisi berat 10% keluar dari stripper (D-130) dengan temperatur  $55^{\circ}\text{C}$  menuju ke heater (E-212) untuk dipanaskan hingga temperatur  $145^{\circ}\text{C}$ . Selanjutnya umpan ini masuk ke dalam reaktor (R-210) untuk pembentukan etilen glikol. Sedangkan etilen oksida yang terpisah dengan air dikembalikan ke absorber (D-140) dengan temperatur  $48^{\circ}\text{C}$ .

Produk yang keluar dari reaktor bertemperatur  $190^{\circ}\text{C}$  mengalir ke evaporator (V-220) untuk mengurangi kadar air sehingga konsentrasi glikol meningkat menjadi 90% berat. Keluaran dari evaporator (V-220) diumpankan ke dalam MEG *column* (D-230 A) untuk dipisahkan monoetilen glikol dan glikol fraksi berat yang terkandung dalam umpan. Uap berkontak dengan cairan umpan sehingga monoetilen glikol sebagai fraksi paling ringan dari glikol menguap ke puncak kolom dan keluar dengan temperatur  $139,5^{\circ}\text{C}$ .

Keluaran bagian bawah MEG *column* (D-230 A) diumpankan ke dalam DEG *Column* (D-240 B) untuk dipisahkan dietilen glikol dan trietilen glikol. Produk dietilen glikol keluar dari bagian atas kolom, sedangkan trietilen glikol keluar dari bagian bawah kolom.



Halaman ini sengaja dikosongkan

### BAB III

### NERACA MASSA

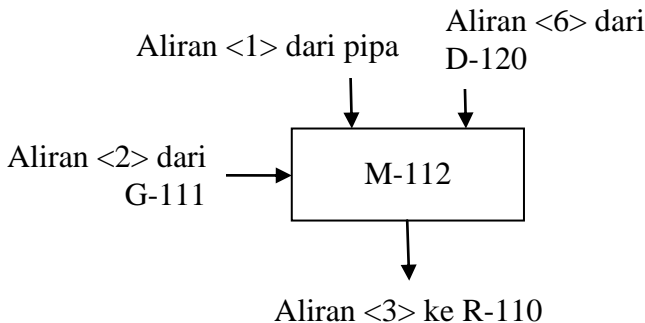
|                  |                                  |
|------------------|----------------------------------|
| Kapasitas Pabrik | : 90.000 ton etilen glikol/tahun |
|                  | : 300 ton etilen glikol/hari     |
|                  | : 300.000 kg etilen glikol/hari  |
| Operasi          | : 300 hari/tahun; 24 jam/hari    |
| Satuan massa     | : kg                             |
| Satuan waktu     | : 1 hari                         |

Untuk kapasitas pabrik etilen glikol 300.000 kg per hari dibutuhkan bahan baku etilen sebanyak 193.051,186 kg dan udara sebanyak 1.063.612,21 kg. Data bilangan molekul per komponen sebagai berikut:

#### I. Tahap Penyiapan Bahan Baku

##### I.1 *Mixing Tee* (M-112)

Fungsi: sebagai tempat pencampuran etilen dan udara sebelum masuk reaktor etilen oksida (R-110) serta mencampur etilen dan oksigen *recycle* (dari D-120)



**Tabel 3.1** Neraca Massa di *Mixing Tee* (M-112)

| <b>Masuk</b>                       |               | <b>Keluar</b>                    |               |
|------------------------------------|---------------|----------------------------------|---------------|
| <b>Aliran &lt;1&gt; dari pipa</b>  |               | <b>Aliran &lt;3&gt; ke R-110</b> |               |
| $C_2H_4$                           | 193.051,186   | $C_2H_4$                         | 1.705.399,167 |
| $CH_4$                             | 38,630        | $O_2$                            | 649.675,873   |
| $C_2H_6$                           | 57,944        | $CH_4$                           | 77,184        |
|                                    | 193.147,760   | $C_2H_6$                         | 115,776       |
| <b>Aliran &lt;2&gt; dari G-111</b> |               | $N_2$                            | 1.342.358,183 |
| $O_2$                              | 223.358,565   |                                  |               |
| $N_2$                              | 840.253,650   |                                  |               |
|                                    | 1.063.612,215 |                                  |               |
| <b>Aliran &lt;6&gt; dari D-130</b> |               |                                  |               |
| $C_2H_4$                           | 1.512.347,981 |                                  |               |
| $O_2$                              | 426.317,308   |                                  |               |
| $CH_4$                             | 38,554        |                                  |               |
| $C_2H_6$                           | 57,832        |                                  |               |
| $N_2$                              | 832.047,066   |                                  |               |
|                                    | 2.770.808,741 |                                  |               |
|                                    | 4.027.568,715 |                                  | 4.027.568,715 |

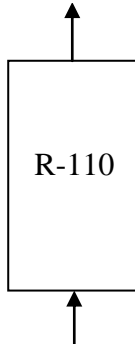
## II. Tahap Pembentukan Etilen Oksida

### II.1 Reaktor Etilen Oksida (R-110)

Fungsi: mereaksikan etilen dan oksigen membentuk etilen oksida dengan bantuan katalis perak



Aliran &lt;4&gt; ke D-120



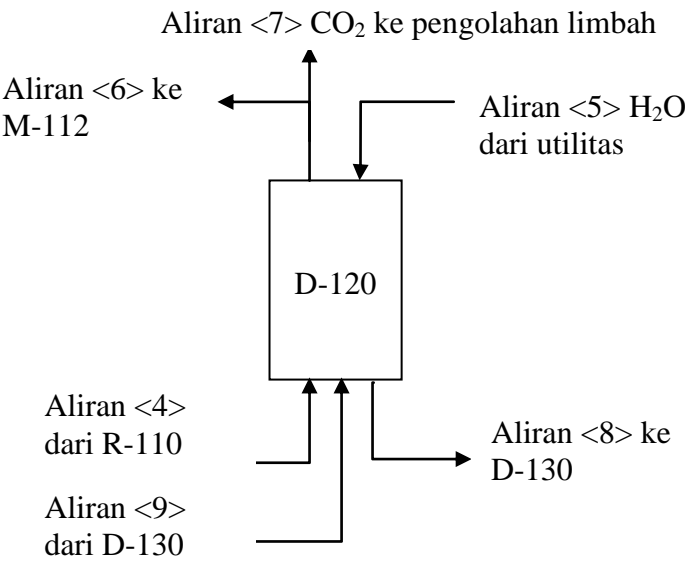
Aliran &lt;3&gt; dari M-112

**Table 3.2** Neraca Massa di Reaktor Etilen Oksida (R-110)

| Masuk                              |               | Keluar                           |               |
|------------------------------------|---------------|----------------------------------|---------------|
| <b>Aliran &lt;3&gt; dari M-112</b> |               | <b>Aliran &lt;4&gt; ke D-120</b> |               |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>      | 1.705.399,167 | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O  | 241.192,168   |
| O <sub>2</sub>                     | 649.675,873   | CO <sub>2</sub>                  | 124.347,962   |
| CH <sub>4</sub>                    | 77,184        | H <sub>2</sub> O                 | 50.869,621    |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>      | 115,776       | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 1.512.347,981 |
| N <sub>2</sub>                     | 1.672.300,716 | O <sub>2</sub>                   | 426.317,308   |
|                                    |               | CH <sub>4</sub>                  | 77,184        |
|                                    |               | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 115,776       |
|                                    |               | N <sub>2</sub>                   | 1.672.300,716 |
| <b>4.027.568,715</b>               |               | <b>4.027.568,715</b>             |               |

## II.2 Absorber (D-120)

Fungsi: untuk memisahkan etilen oksida dari produk reaktor (R-110) dengan menggunakan air



Tabel 3.3 Neraca Massa di Absorber (D-120)

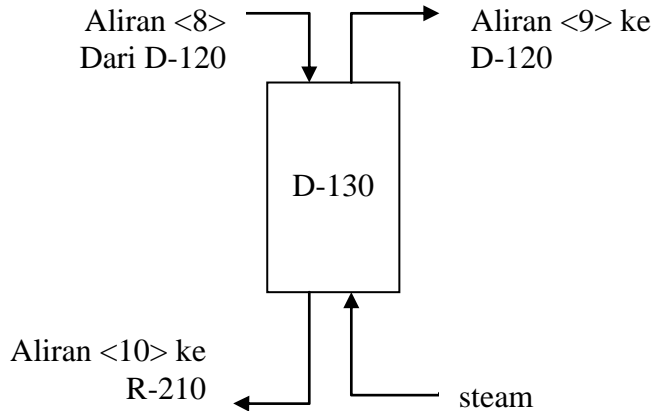
| Masuk   | Keluar  |
|---|---|
| <b>Aliran &lt;4&gt; dari R-110</b>            | <b>Aliran &lt;6&gt; ke M-112</b>              |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O 241.192,168   | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 1.512.347,981   |
| CO <sub>2</sub> 124.347,962                   | O <sub>2</sub> 426.317,308                    |
| H <sub>2</sub> O 50.869,621                   | CH <sub>4</sub> 77,184                        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 1.512.347,981   | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> 115,776         |
| O <sub>2</sub> 426.317,308                    | N <sub>2</sub> 1.672.300,716                  |
| CH <sub>4</sub> 77,184                        | 3.611.158,964                                 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> 115,776         | <b>Aliran &lt;7&gt; ke unit limbah</b>        |
| N <sub>2</sub> 1.672.300,716                  | CO <sub>2</sub> 124.347,96                    |
| 4.027.568,715                                 | <b>Aliran &lt;8&gt; ke D-130</b>              |
| <b>Aliran &lt;5&gt; dari utilitas</b>         | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O 2.411.921,679 |
| H <sub>2</sub> O 2.119.859,890                | H <sub>2</sub> O 2.170.729,511                |
| <b>Aliran &lt;9&gt; dari D-130</b>            | 4.582.651,189                                 |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O 2.170.729,511 |   |
| <b>8.318.158,116</b>                          | <b>8.318.158,116</b>                          |





### II.3 Stripper (D-130)

Fungsi: untuk memisahkan etilen oksida dari air dengan menggunakan *steam*



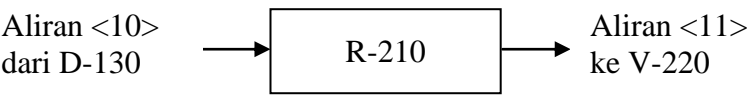
**Tabel 3.4** Neraca Massa di Stripper (D-130)

| Masuk                              |               | Keluar                            |               |
|------------------------------------|---------------|-----------------------------------|---------------|
| <b>Aliran &lt;8&gt; dari D-120</b> |               | <b>Aliran &lt;9&gt; ke D-120</b>  |               |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O    | 2.411.921,679 | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O   | 2.170.729,511 |
| H <sub>2</sub> O                   | 2.170.729,511 | <b>Aliran &lt;10&gt; ke R-210</b> |               |
|                                    |               | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O   | 241.192,168   |
|                                    |               | H <sub>2</sub> O                  | 2.170.729,511 |
|                                    |               |                                   | 2.411.921,679 |
| <b>4.582.651,189</b>               |               | <b>4.582.651,189</b>              |               |

## III. Tahap Pembentukan Etilen Glikol

### III.1 Reaktor Etilen Glikol (R-210)

Fungsi: mereaksikan etilen glikol dan air untuk membentuk etilen glikol

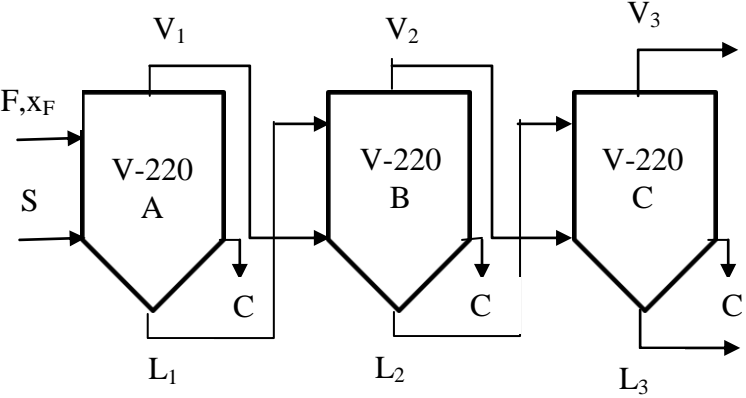


**Tabel 3.5** Neraca Massa di Reaktor Etilen Glikol (R-210)

| Masuk                                       | Keluar   |
|---|--|
| <b>Aliran &lt;10&gt; dari D-130</b>         | <b>Aliran &lt;11&gt; ke V-220</b>                        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O 241.192,168 | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 299.690,039 |
| H <sub>2</sub> O 2.170.730,511              | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 32.771,438 |
|   | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> 1.480,043  |
|   | H <sub>2</sub> O 2.077.980,159                           |
| <b>2.411.921,679</b>                        | <b>2.411.921,679</b>                                     |

**III.2 Evaporator (V-220)**

Fungsi : memekatkan monoetilen glikol hingga konsentrasi 90% berat (PT. Polychem Tbk, 2012)

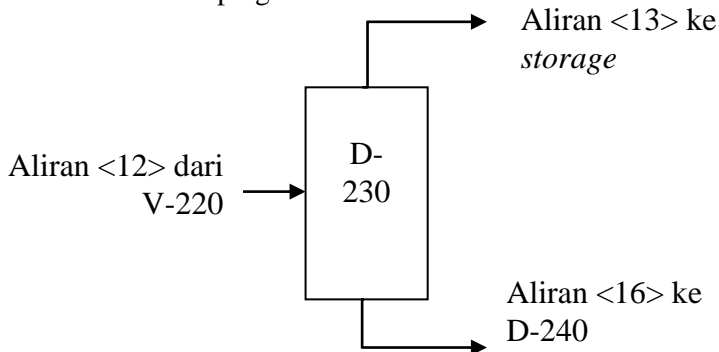


**Tabel 3.6** Neraca Massa di Evaporator (V-220)

| Masuk   |               | Keluar  |             |
|---|---------------|---|-------------|
| <b>Aliran &lt;11&gt; dari R-210</b>           |               | <b>Aliran &lt;12&gt; ke D-230</b>                       |             |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 299.690,039   | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>            | 299.690,039 |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.771,438    | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub>           | 32.771,438  |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.480,043     | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub>           | 1.480,043   |
| H <sub>2</sub> O                              | 2.077.980,159 | H <sub>2</sub> O  | 161,088     |
|   |               |   | 334.102,608 |
|   |               | <b>Aliran uap</b>                                       |             |
|   |               | Uap (V <sub>1</sub> + V <sub>2</sub> + V <sub>3</sub> ) | 692.606,357 |
| 2.411.921,679                                 |               | 2.411.921,679   |             |

### III.3 Kolom MEG (D-230)

Fungsi : memisahkan monoetilen glikol dari produk samping





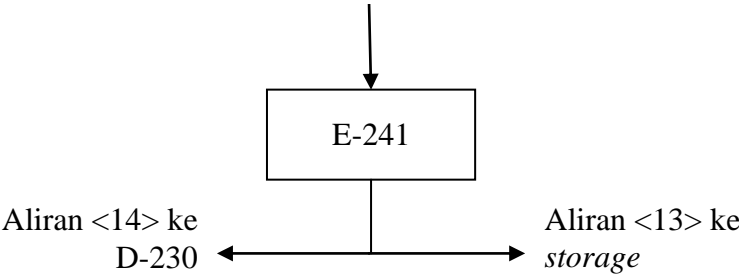
**Tabel 3.7** Neraca Massa di Kolom MEG (D-230)

| Masuk   |             | Keluar  |             |
|---|-------------|---|-------------|
| <b>Aliran &lt;12&gt; dari R-220</b>           |             | <b>Aliran &lt;13&gt; ke storage</b>           |             |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 299.690,039 | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 299.675,055 |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.771,438  | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 163,857     |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.480,043   | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,000       |
| H <sub>2</sub> O                              | 161,088     | H <sub>2</sub> O                              | 161,0881105 |
|   |             |   | 300.000,000 |
|   |             | <b>Aliran &lt;16&gt; ke D-240</b>             |             |
|   |             | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 14,985      |
|   |             | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.607,580  |
|   |             | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.480,043   |
|   |             | H <sub>2</sub> O                              | 0,000       |
|   |             |   | 34.102,608  |
| <b>334.102,608</b>                            |             | <b>334.102,608</b>                            |             |

**III.4 Kondensor (E-241)**

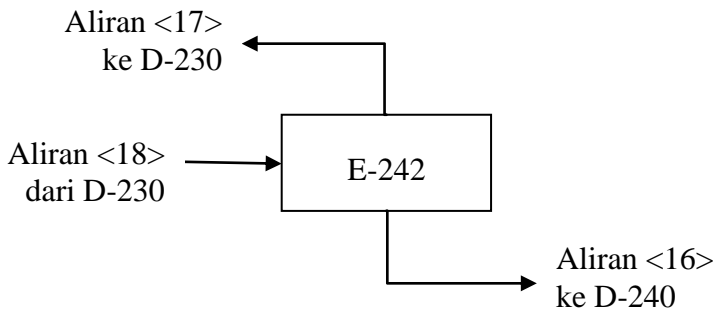
Fungsi: mengondensasikan uap dari Kolom MEG (D-230)

Aliran <15> dari D-230



**Tabel 3.8** Neraca Massa di Kondensor (E-241)

| Masuk   |             | Keluar  |             |
|---|-------------|---|-------------|
| <b>Aliran &lt;15&gt; dari D-230</b>           |             | <b>Aliran &lt;14&gt; ke D-230</b>             |             |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 415668,875  | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 115.993,820 |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 227,281     | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 63,423      |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1,810,E-05  | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,000       |
| H <sub>2</sub> O                              | 223,440     | H <sub>2</sub> O                              | 62,352      |
|   |             |   | 116.119,595 |
|   |             | <b>Aliran &lt;13&gt; ke storage</b>           |             |
|   |             | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 299.675,055 |
|   |             | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 163,857     |
|   |             | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,000       |
|   |             | H <sub>2</sub> O                              | 161,088     |
|   |             |   | 300.000,000 |
|   | 416.119,595 |   | 416.119,595 |

**III.5 Reboiler (E-242)**

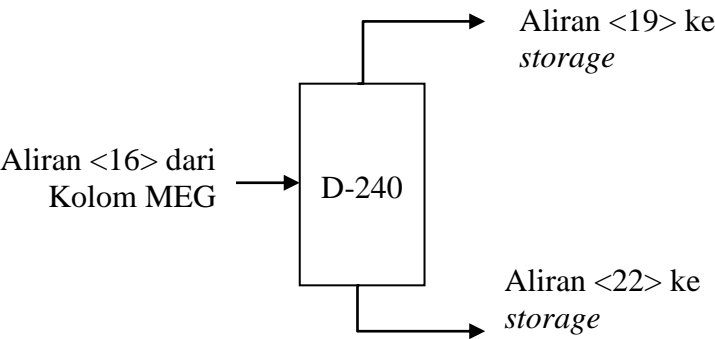


**Tabel 3.9** Neraca Massa di Reboiler (E-242)

| Masuk   |             | Keluar  |             |
|---|-------------|---|-------------|
| <b>Aliran &lt;18&gt; dari D-230</b>           |             | <b>Aliran &lt;17&gt; ke D-230</b>             |             |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 415.683,859 | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 415.668,875 |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.834,861  | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 227,281     |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.480,043   | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,000       |
| H <sub>2</sub> O                              | 223,440     | H <sub>2</sub> O                              | 223,440     |
|   |             |   | 416.119,595 |
|   |             | <b>Aliran &lt;16&gt; ke D-240</b>             |             |
|   |             | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 14,985      |
|   |             | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.607,580  |
|   |             | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.480,043   |
|   |             | H <sub>2</sub> O                              | 0,000       |
|   |             |   | 34.102,608  |
| <b>450.222,203</b>                            |             | <b>450.222,203</b>                            |             |

**III.6 Kolom DEG (D-240)**

Fungsi :                    memisahkan dietilen glikol dari trietilen glikol



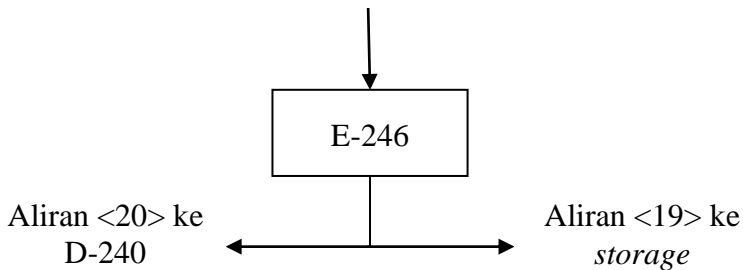
**Tabel 3.10** Neraca Massa di Kolom DEG (D-240)

| Masuk                               |            | Keluar                              |            |
|-------------------------------------|------------|-------------------------------------|------------|
| <b>Aliran &lt;16&gt; dari D-240</b> |            | <b>Aliran &lt;19&gt; ke storage</b> |            |
| $C_2H_6O_2$                         | 14,985     | $C_2H_6O_2$                         | 14,985     |
| $C_4H_{10}O_3$                      | 32.607,580 | $C_4H_{10}O_3$                      | 32600,733  |
| $C_6H_{14}O_4$                      | 1.480,043  | $C_6H_{14}O_4$                      | 14,800     |
|                                     |            |                                     | 32.630,518 |
|                                     |            | <b>Aliran &lt;22&gt; ke storage</b> |            |
|                                     |            | $C_2H_6O_2$                         | 0,000      |
|                                     |            | $C_4H_{10}O_3$                      | 6,848      |
|                                     |            | $C_6H_{14}O_4$                      | 1.465,242  |
|                                     |            |                                     | 1.472,090  |
| <b>34.102,608</b>                   |            | <b>34.102,608</b>                   |            |

#### III.4 Kondensor (E-246)

Fungsi: mengondensasikan uap dari Kolom DEG (D-240)

Aliran <21> dari D-240

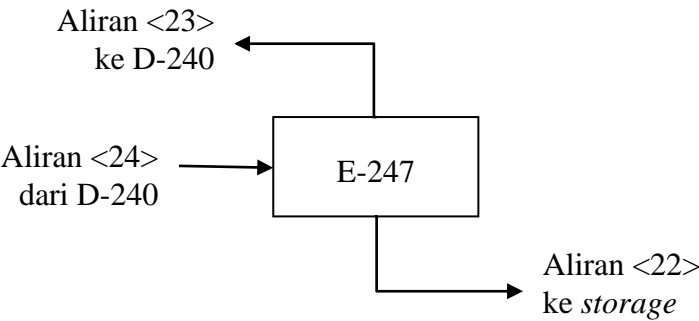




Tabel 3.11 Neraca Massa di Kondensor (E-246)

| Masuk  | Keluar   |
|--|--|
| <b>Aliran &lt;21&gt; dari D-240</b>                      | <b>Aliran &lt;20&gt; ke D-240</b>                        |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 20,784      | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 5,800       |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 45219,346  | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 12.618,613 |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> 2,053,E+01 | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> 5,729      |
|  | 12.630,142   |
|  | <b>Aliran &lt;19&gt; ke storage</b>                      |
|  | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 14,985      |
|  | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 32.600,733 |
|  | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> 14,800     |
|  | 32.630,518   |
| <b>45.260,659</b>  | <b>45.260,659</b>  |

III.5 Reboiler (E-247)





**Tabel 3.12** Neraca Massa di Reboiler (E-247)

| Masuk                               | Keluar                              |
|-------------------------------------|-------------------------------------|
| <b>Aliran &lt;23&gt; dari D-240</b> | <b>Aliran &lt;24&gt; ke D-240</b>   |
| $C_2H_6O_2$ 20,784                  | $C_2H_6O_2$ 20,784                  |
| $C_4H_{10}O_3$ 45.226,193           | $C_4H_{10}O_3$ 45.219,346           |
| $C_6H_{14}O_4$ 1.485,772            | $C_6H_{14}O_4$ 20,529               |
|                                     | 45.260,659                          |
|                                     | <b>Aliran &lt;22&gt; ke storage</b> |
|                                     | $C_2H_6O_2$ 0,000                   |
|                                     | $C_4H_{10}O_3$ 6,848                |
|                                     | $C_6H_{14}O_4$ 1.465,242            |
|                                     | 1.472,090                           |
| <b>46.732,749</b>                   | <b>46.732,749</b>                   |



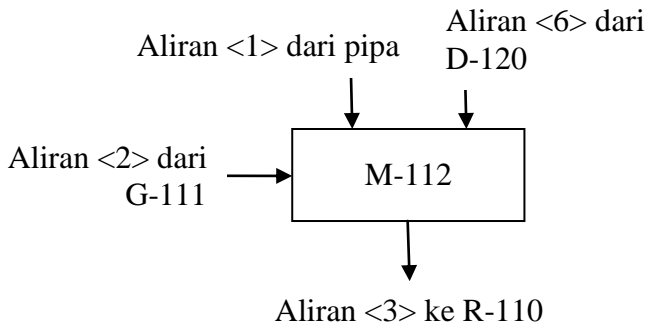
Halaman ini sengaja dikosongkan

## BAB IV NERACA PANAS

|                  |                                  |
|------------------|----------------------------------|
| Kapasitas Pabrik | : 90.000 ton etilen glikol/tahun |
|                  | : 300 ton etilen glikol/tahun    |
|                  | : 300.000 kg etilen glikol/hari  |
| Operasi          | : 300 hari/tahun; 24 jam/hari    |
| Satuan panas     | : kkal                           |
| Basis waktu      | : 1 hari                         |
| Suhu referensi   | : 25 °C = 298 K                  |

### 1. *Mixing Tee* (M-112)

Fungsi: sebagai tempat pencampuran etilen dan udara sebelum masuk reaktor etilen oksida (R-110) serta mencampur etilen dan oksigen *recycle* (dari D-120)

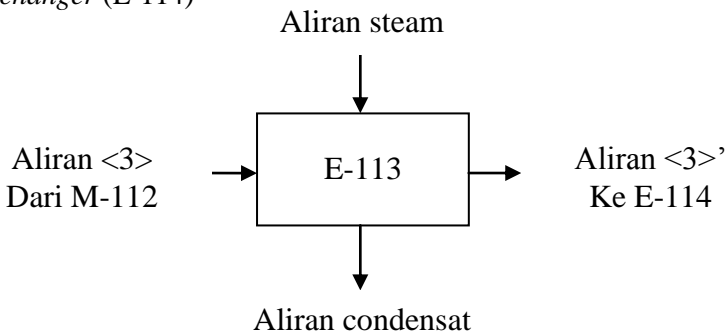


**Tabel 4.1** Neraca Panas di *Mixing Tee* (M-112)

| Masuk                              |                | Keluar                           |               |
|------------------------------------|----------------|----------------------------------|---------------|
| <b>Aliran &lt;1&gt; dari pipa</b>  |                | <b>Aliran &lt;3&gt; ke R-110</b> |               |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>      | -3.121.071,316 | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 6.028.965,524 |
| CH <sub>4</sub>                    | -918,402       | O <sub>2</sub>                   | 1.341.666,716 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>      | -1.059,396     | CH <sub>4</sub>                  | 389,163       |
|                                    | -3.123.049,114 | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 463,068       |
| <b>Aliran &lt;2&gt; dari G-111</b> |                | N <sub>2</sub>                   | 3.897.517,431 |
| O <sub>2</sub>                     | 245.348,342    |                                  |               |
| N <sub>2</sub>                     | 1.042.311,021  |                                  |               |
|                                    | 1.287.659,363  |                                  |               |
| <b>Aliran &lt;6&gt; dari D-120</b> |                |                                  |               |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>      | 8.598.415,176  |                                  |               |
| O <sub>2</sub>                     | 1.407.539,937  |                                  |               |
| CH <sub>4</sub>                    | 311,783        |                                  |               |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>      | 372,033        |                                  |               |
| N <sub>2</sub>                     | 3.097.752,723  |                                  |               |
|                                    | 13.104.391,652 |                                  |               |
| <b>11.269.001,902</b>              |                | <b>11.269.001,902</b>            |               |

**2. Heater (E-113)**

Fungsi : memanaskan etilen dan oksigen sebelum masuk *heat exchanger* (E-114)

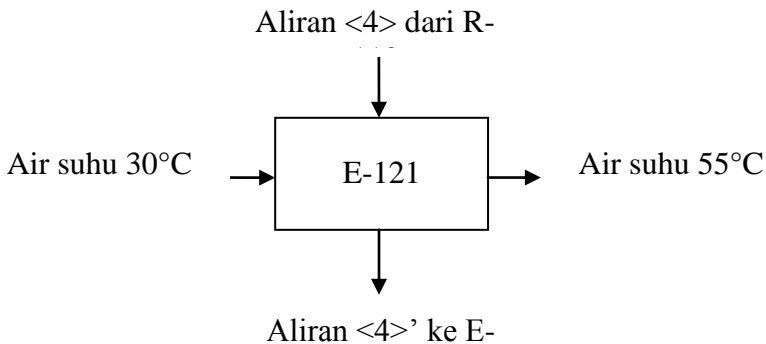


**Tabel 4.2** Neraca Panas di *Heater* (E-113)

| Masuk                         |                     | Keluar                        |                     |
|-------------------------------|---------------------|-------------------------------|---------------------|
| Aliran <3> dari M-112         |                     | Aliran <3>' ke E-122          |                     |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | 6.028.965,524       | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | 22.018.661,221      |
| O <sub>2</sub>                | 1.341.666,716       | O <sub>2</sub>                | 4.780.258,180       |
| CH <sub>4</sub>               | 389,163             | CH <sub>4</sub>               | 1.405,560           |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 463,068             | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 1.691,956           |
| N <sub>2</sub>                | 3.897.517,431       | N <sub>2</sub>                | 13.839.148,727      |
|                               | 11.269.001,902      |                               | 40.641.165,644      |
| Q supply                      | 30.918.067,098      | Q loss                        | 1.545.903,355       |
|                               | <b>42.187.069,0</b> |                               | <b>42.187.069,0</b> |

### 3. Cooler (E-121)

Fungsi : mendinginkan hasil reaktor etilen oksida (R-110)

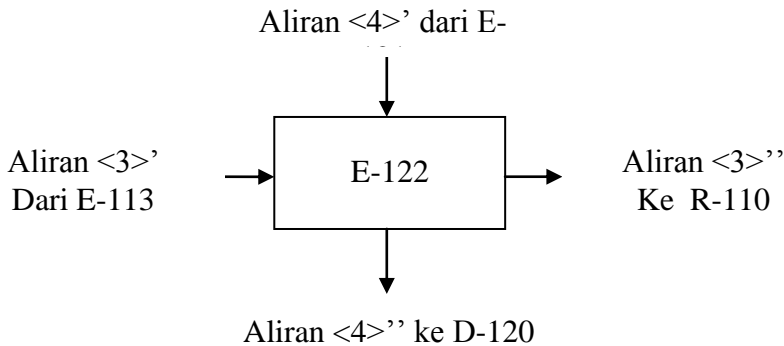


**Tabel 4.3** Neraca Panas di *Cooler* (E-121)

| Masuk                              |                 | Keluar                            |                 |
|------------------------------------|-----------------|-----------------------------------|-----------------|
| <b>Aliran &lt;4&gt; dari R-110</b> |                 | <b>Aliran &lt;4&gt;' ke E-122</b> |                 |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O    | 5.861.930,812   | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O   | 4.025.534,666   |
| CO <sub>2</sub>                    | 5.942.718,167   | CO <sub>2</sub>                   | 4.779.436,898   |
| H <sub>2</sub> O                   | 4.989.169,666   | H <sub>2</sub> O                  | 4.057.737,423   |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>      | 150.544.455,013 | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>     | 118.882.234,257 |
| O <sub>2</sub>                     | 20.785.907,895  | O <sub>2</sub>                    | 16.884.774,912  |
| CH <sub>4</sub>                    | 10.255,478      | CH <sub>4</sub>                   | 8.166,809       |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>      | 13.133,514      | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>     | 10.352,169      |
| N <sub>2</sub>                     | 89.812.924,005  | N <sub>2</sub>                    | 73.234.916,871  |
|                                    |                 |                                   | 221.883.154,006 |
|                                    |                 | Q serap                           | 56.077.340,544  |
| <b>277.960.494,549</b>             |                 | <b>277.960.494,549</b>            |                 |

**4. Heat Exchanger (E-122)**

Fungsi : memanaskan etilen dan oksigen sebelum masuk reaktor (R-110)



**Tabel 4.4** Neraca Panas di *Heat Exchanger* (E-122)

| Masuk                               |                 | Keluar                            |                 |
|-------------------------------------|-----------------|-----------------------------------|-----------------|
| <b>Aliran &lt;3&gt;' dari E-121</b> |                 | <b>Aliran &lt;3&gt;' ke R-110</b> |                 |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>       | 22.018.661,221  | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>     | 134.115.999,046 |
| O <sub>2</sub>                      | 4.780.258,180   | O <sub>2</sub>                    | 25.741.089,461  |
| CH <sub>4</sub>                     | 1.405,560       | CH <sub>4</sub>                   | 8.170,244       |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>       | 1.691,956       | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>     | 10.356,713      |
| N <sub>2</sub>                      | 13.839.148,727  | N <sub>2</sub>                    | 73.262.739,204  |
|                                     | 40.641.165,644  |                                   | 233.138.354,668 |
| <b>Aliran &lt;4&gt;' dari R-110</b> |                 | <b>Aliran &lt;4&gt;' ke D-120</b> |                 |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O     | 4.025.534,666   | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O   | 108.601,699     |
| CO <sub>2</sub>                     | 4.779.436,898   | CO <sub>2</sub>                   | 442.233,743     |
| H <sub>2</sub> O                    | 4.057.737,423   | H <sub>2</sub> O                  | 543.815,084     |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>       | 118.882.234,257 | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>     | 15.556.913,241  |
| O <sub>2</sub>                      | 16.884.774,912  | O <sub>2</sub>                    | 2.054.846,022   |
| CH <sub>4</sub>                     | 8.166,809       | CH <sub>4</sub>                   | 11,495          |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>       | 10.352,169      | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>     | 769,443         |
| N <sub>2</sub>                      | 73.234.916,871  | N <sub>2</sub>                    | 10.678.774,254  |
|                                     | 221.883.154,006 |                                   | 29.385.964,982  |
| <b>262.524.319,7</b>                |                 | <b>262.524.319,7</b>              |                 |

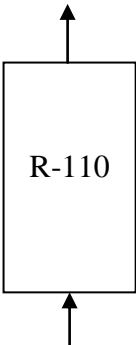
## II. Tahap Pembentukan Etilen Oksida

### II.1 Reaktor Etilen Oksida (R-110)

Fungsi: mereaksikan etilen dan oksigen membentuk etilen oksida dengan bantuan katalis perak



Aliran <4> ke D-120



Aliran <3> dari M-112

**Tabel 4.5** Neraca Panas di Reaktor Etilen Oksida (R-110)

| Masuk   | Keluar  |
|---|---|
| Aliran <3>''                                  | Aliran <4>                                    |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 134.115.999,046 | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O 5.861.930,812 |
| O <sub>2</sub> 25.741.089,461                 | CO <sub>2</sub> 5.942.718,167                 |
| CH <sub>4</sub> 8.170,244                     | H <sub>2</sub> O 4.989.169,666                |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> 10.356,713      | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 150.544.455,013 |
| N <sub>2</sub> 73.262.739,204                 | O <sub>2</sub> 20.785.907,895                 |
|   | CH <sub>4</sub> 10.255,478                    |
|   | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> 13.133,514      |
|   | N <sub>2</sub> 89.812.924,005                 |
|   | 277.960.494,549                               |
|   | ΔH <sub>rxn</sub> 25°C -584247202,561         |
|   | Q serap 539.425.062,680                       |
| 233.138.354,668                               | 233.138.354,668                               |

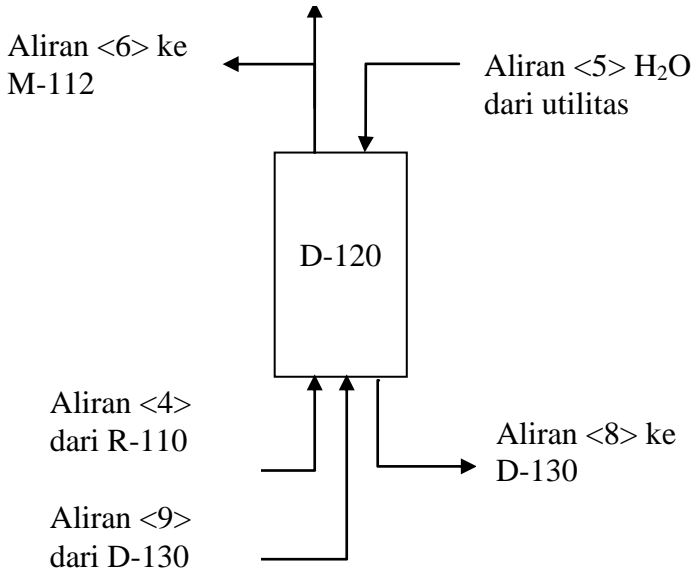




## II.2 Absorber (D-120)

Fungsi: untuk memisahkan etilen oksida dari produk reaktor (R-110) dengan menggunakan air

Aliran <7> CO<sub>2</sub> ke pengolahan limbah



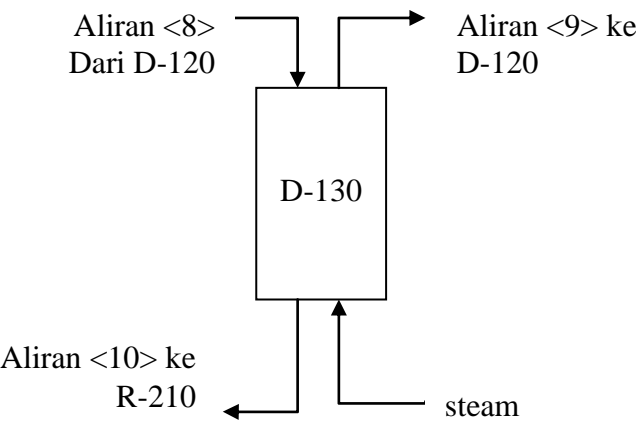


**Tabel 4.6** Neraca Panas di Absorber (D-120)

| Masuk                                 |                       | Keluar                                 |                       |
|---------------------------------------|-----------------------|--|-----------------------|
| <b>Aliran &lt;4&gt;'' dari R-110</b>  |                       | <b>Aliran &lt;6&gt; ke M-112</b>       |                       |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O       | 108.601,699           | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>          | 8.598.415,176         |
| CO <sub>2</sub>                       | 442.233,743           | O <sub>2</sub>                         | 1.407.539,937         |
| H <sub>2</sub> O                      | 543.815,084           | CH <sub>4</sub>                        | 311,783               |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>         | 15.556.913,241        | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>          | 372,033               |
| O <sub>2</sub>                        | 2.054.846,022         | N <sub>2</sub>                         | 3.097.752,723         |
| CH <sub>4</sub>                       | 11,495                |  | 13.104.391,652        |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>         | 769,443               | <b>Aliran &lt;7&gt; ke unit limbah</b> |                       |
| N <sub>2</sub>                        | 10.678.774,254        | CO <sub>2</sub>                        | 379.485,260           |
|                                       | 29.385.964,982        | <b>Aliran &lt;8&gt; ke D-130</b>       |                       |
| <b>Aliran &lt;5&gt; dari utilitas</b> |                       | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O        | 997.085,626           |
| H <sub>2</sub> O                      | 4.261.843,940         | H <sub>2</sub> O                       | 20.200.930,481        |
| <b>Aliran &lt;9&gt; dari D-130</b>    |                       |  | 21.198.016,107        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O       | 1.034.084,098         |  |                       |
|                                       | <b>34.681.893,020</b> |  | <b>34.681.893,020</b> |

**II.3 Stripper (D-130)**

Fungsi: untuk memisahkan etilen oksida dari air dengan menggunakan *steam*

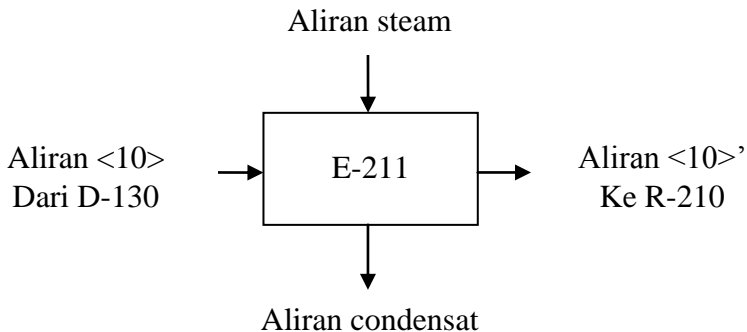


**Tabel 4.7** Neraca Panas di Stripper (D-130)

| Masuk                                       | Keluar  |
|---|---|
| <b>Aliran &lt;8&gt; dari D-120</b>          | <b>Aliran &lt;9&gt; ke D-120</b>              |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O 997.085,626 | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O 1.034.084,098 |
| H <sub>2</sub> O 20.200.930,481             | <b>Aliran &lt;10&gt; ke R-210</b>             |
| 21.198.016,107                              | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O 175.796,065   |
| steam 10.297.489,445                        | H <sub>2</sub> O 30.285.625,389               |
|   | 30.461.421,454                                |
| <b>32.037.478,680</b>                       | <b>32.037.478,680</b>                         |

**5. Heater (E-211)**

Fungsi : memanaskan etilen oksida dan air sebelum masuk reaktor (R-210)

**Tabel 4.8** Neraca Panas di *Heater* (E-211)

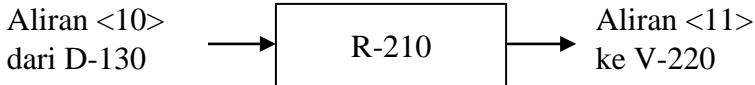
| Masuk                                       | Keluar  |
|---|---|
| <b>Aliran &lt;10&gt; dari M-112</b>         | <b>Aliran &lt;10&gt;' ke E-114</b>            |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O 175.796,065 | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O 2.001.305,248 |
| H <sub>2</sub> O 30.285.625,389             | H <sub>2</sub> O 167.219.630,817              |
| 30.461.421,454                              | 169.220.936,065                               |
| <i>Q supply</i> 146.062.646,959             | <i>Q loss</i> 7.303.132,348                   |
| <b>176.524.068,413</b>                      | <b>176.524.068,413</b>                        |



## II. Tahap Pembentukan Etilen Glikol

### II.1 Reaktor Etilen Glikol (R-210)

Fungsi: mereaksikan etilen dan oksigen membentuk etilen oksida dengan bantuan katalis perak

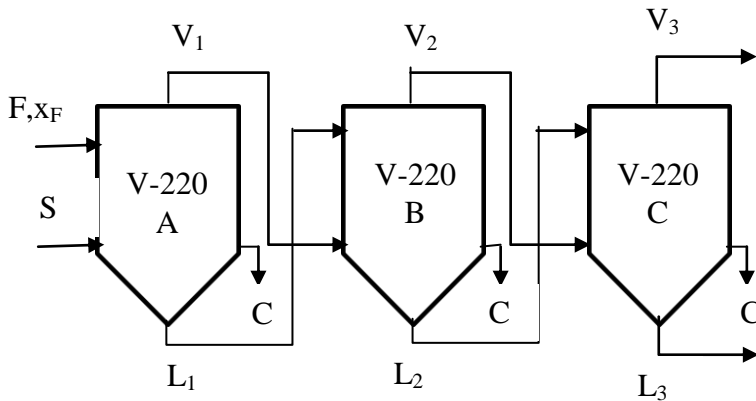


**Tabel 4.9** Neraca Panas di Reaktor (R-210)

| Masuk                           |                 | Keluar  |                 |
|---------------------------------|-----------------|---|-----------------|
| <b>Aliran &lt;10&gt;''</b>      |                 | <b>Aliran &lt;11&gt;</b>                      |                 |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O | 2.001.305,248   | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 8.470.038,234   |
| H <sub>2</sub> O                | 167.219.630,817 | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 80.459.382,240  |
|                                 | 169.220.936,065 | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.279.446,712   |
|                                 |                 | H <sub>2</sub> O                              | 241.855.889,288 |
|                                 |                 |   | 332.064.755,473 |
|                                 |                 | ΔH <sub>rxn</sub> 25°C                        | -158776372,237  |
|                                 |                 | Q serap                                       | -4.067.447,171  |
| <b>169.220.936,065</b>          |                 | <b>169.220.936,065</b>                        |                 |

### III.2 Evaporator (V-220)

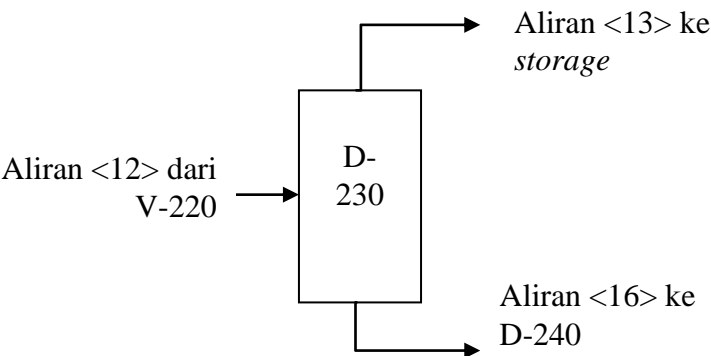
Fungsi : memekatkan monoetilen glikol hingga konsentrasi 90% berat (PT. Polychem Tbk, 2012)

**Tabel 4.10** Neraca Panas di Evaporator (V-220)

| Masuk   |                        | Keluar  |                        |
|---|------------------------|---|------------------------|
| <b>Aliran &lt;11&gt;</b>                      |                        | <b>Aliran &lt;12&gt;</b>                      |                        |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 8.470.038,234          | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 887.886,158            |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 80.459.382,240         | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 13.400.592,528         |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.279.445,712          | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 213.407,356            |
| H <sub>2</sub> O                              | 241.855.889,288        | H <sub>2</sub> O                              | 3.136,738              |
|   | 332.064.755,473        | Panas vapor                                   | 480.001.147,147        |
| Q <sub>supply</sub>                           | 288.046.486,362        | Q <sub>loss</sub>                             | 125.605.071,908        |
|   | <b>619.863.291,420</b> |   | <b>619.863.291,420</b> |

### III.3 Kolom MEG (D-230)

Fungsi : memisahkan monoetilen glikol dari produk samping

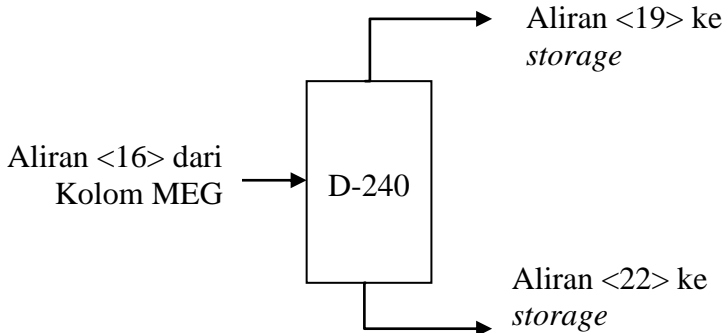


Tabel 4.11 Neraca Panas di Kolom MEG (D-230)

| Masuk  | Keluar   |
|--|--|
| <b>Aliran &lt;13&gt;</b>                                     | <b>Aliran &lt;15&gt;</b>                                     |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 4.684.759,500   | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 4.564.511,366   |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 49.368.271,600 | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 241.742,259    |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> 785.430,543    | H <sub>2</sub> O 11.678,260                                  |
| H <sub>2</sub> O 11.916,267                                  | 4.817.931,886  |
| 54.850.377,910   | <b>Aliran &lt;18&gt;</b>                                     |
| Qsupply 28.186.135,278                                       | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 389,620         |
|  | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 74.615.196,198 |
|  | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> 1.192.563,229  |
|  | 75.808.149,046   |
|  | Qserap 51.001.125,493  |
|  | Qloss 1.409.306,764  |
| <b>83.036.513,188</b>  | <b>83.036.513,188</b>  |

III.3 Kolom DEG (D-240)

Fungsi :                memisahkan dietilen glikol dari trietilen glikol

**Tabel 4.12** Neraca Panas di Kolom DEG (D-240)

| Masuk                    |                       | Keluar                   |                       |
|--------------------------|-----------------------|--------------------------|-----------------------|
| <b>Aliran &lt;16&gt;</b> |                       | <b>Aliran &lt;19&gt;</b> |                       |
| $C_2H_6O_2$              | 115,854               | $C_2H_6O_2$              | 114,948               |
| $C_4H_{10}O_3$           | 30.351.149,942        | $C_4H_{10}O_3$           | 30.155.649,778        |
| $C_6H_{14}O_4$           | 5.723.623,499         | $H_2O$                   | 56.879,834            |
| $H_2O$                   | 36.074.889,295        |                          | 30.212.644,559        |
|                          | 115,854               | <b>Aliran &lt;22&gt;</b> |                       |
| Qsupply                  | 2.139.471,320         | $C_4H_{10}O_3$           | 8.841,140             |
|                          |                       | $C_6H_{14}O_4$           | 7.857.469,344         |
|                          |                       |                          | 7.866.310,484         |
|                          |                       | Qserap                   | 28.432,006            |
|                          |                       | Qloss                    | 106.973,566           |
|                          | <b>38.214.360,615</b> |                          | <b>38.214.360,615</b> |



Halaman ini sengaja dikosongkan



## BAB V SPESIFIKASI ALAT

### 1. Spesifikasi Blower (G-111)

**Tabel V.1 Spesifikasi Blower**

| Spesifikasi | Keterangan                          |
|-------------|-------------------------------------|
| Fungsi      | Mengalirkan gas udara ke mixing tee |
| Jenis       | sentrifugal                         |
| Jumlah      | 1                                   |
| Efisiensi   | 80%                                 |
| Daya        | 16 hp                               |

### 2. Spesifikasi Heater (E-113)

**Tabel V.2 Spesifikasi Heater**

| Spesifikasi        | Keterangan                                   |
|--------------------|--|
| Kode Alat          | E-113  |
| Fungsi             | Memanaskan etilen dari suhu 34°C sampai 58°C |
| Jenis              | <i>Shell and tube exchanger</i>              |
| Jumlah             | 1  |
| Bahan Konstruksi   | <i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>           |
| Luas Area          | 928,646 ft <sup>2</sup>                      |
| Temperatur         |  |
| T <sub>1</sub>     | 253  |
| T <sub>2</sub>     | 253  |
| t <sub>1</sub>     | 93,2   |
| t <sub>2</sub>     | 136  |
| OD, BWG            | 1,25 in, 14 BWG                              |
| ID                 | 1,08   |
| <i>Length</i>      | 16 ft  |
| Jumlah <i>tube</i> | 178  |



|                       |                                    |
|-----------------------|------------------------------------|
| <i>Pitch</i>          | 1,56 square pitch                  |
| $\Delta P$ tube       | 2,245 psi                          |
| <i>Shell</i>          |                                    |
| $\Delta P$ shell      | 0,445 psi                          |
| ID shell              | 29 in                              |
| <i>Fouling factor</i> | 0,0099 jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu |

### 3. Spesifikasi Reaktor Etilen Oksida (R-110)

**Tabel V.3 Spesifikasi Reaktor Etilen Oksida**

| <b>Spesifikasi</b>  | <b>Keterangan</b>                                  |
|---------------------|--|
| Kode Alat           | R-110  |
| Fungsi              | Tempat terjadinya reaksi pembentukan etilen oksida |
| Jenis               | Multitube Fixed Bed                                |
| Jumlah              | 1  |
| Bahan Konstruksi    | Stainless steel SA-167 grade 11                    |
| Volume reaktor      | 81,18668 m <sup>3</sup>                            |
| Tinggi reaktor      | 4,729 m  |
| <b><i>Tube</i></b>  |  |
| NPS                 | 2 in   |
| Sch. No             | 40 ST 40 S   |
| OD                  | 0,0603 m   |
| ID                  | 0,0525 m   |
| Tebal               | 0,0039 m   |
| Jumlah tube         | 348  |
| <b><i>Shell</i></b> |  |
| ID shell            | 1.48 m   |
| OD shell            | 1,59 m   |
| t shell             | 0,06 m   |
| tinggi shell        | 3,05 m   |



|             |        |
|-------------|--------|
| <b>Head</b> |        |
| ID head     | 1,48 m |
| OD head     | 1,53 m |
| t head      | 0,03 m |
| tinggi head | 0,84 m |

#### 4. Spesifikasi Heat Exchanger (E-121)

**Tabel V.4 Spesifikasi Heat Exchanger**

| <b>Spesifikasi</b> | <b>Keterangan</b>  |
|--------------------|--|
| Fungsi             | Mendinginkan gas etilen oksida dari suhu 200°C sampai 47°C |
| Jenis              | <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)                             |
| Jumlah             | 1  |
| Bahan konstruksi   | <i>Carbon steel SA-238 Grade D</i>                         |
| Luas area          | 163 ft <sup>2</sup>  |
| Temperatur         |  |
| T <sub>1</sub>     | 136 °F   |
| T <sub>2</sub>     | 392 °F   |
| t <sub>1</sub>     | 392 °F   |
| t <sub>2</sub>     | 117 °F   |
| <i>Tube</i>        |  |
| OD, BWG            | 3/4 in, 16 BWG   |
| ID                 | 0,62 in  |
| <i>Lenght</i>      | 16 ft  |
| Jumlah tube        | 52   |
| <i>Pitch</i>       | 1,00 square pitch  |
| $\Delta P$ tube    | 9,238 psi  |
| <i>Shell</i>       |  |
| $\Delta P$ shell   | 8,2546 psi   |
| ID shell           | 10 n   |



## 5. Spesifikasi Cooler (E-121)

**Tabel V.5 Spesifikasi Cooler**

| <b>Spesifikasi</b>      | <b>Keterangan</b>   |
|-------------------------|---|
| Fungsi                  | Mendinginkan gas etilen oksida dari suhu 239°C sampai 200°C |
| Jenis                   | <i>Shell and tube</i> (1-6 HE)                              |
| Jumlah                  | 1   |
| Bahan konstruksi        | <i>Carbon steel SA-238 Grade D</i>                          |
| Luas area               | 146,967 ft <sup>2</sup>                                     |
| Temperatur              |   |
| T <sub>1</sub>          | 462 °F  |
| T <sub>2</sub>          | 392 °F  |
| t <sub>1</sub>          | 86 °F   |
| t <sub>2</sub>          | 131 °F  |
| <i>Tube</i>             |   |
| OD, BWG                 | 1 in, 14 BWG  |
| ID                      | 0,83 in   |
| <i>Lenght</i>           | 16 ft   |
| Jumlah <i>tube</i>      | 24  |
| <i>Pitch</i>            | 1,25 <i>square pitch</i>                                    |
| $\Delta P$ <i>tube</i>  | 9,276 psi   |
| <i>Shell</i>            |   |
| $\Delta P$ <i>shell</i> | 6,16 psi  |
| ID <i>shell</i>         | 8 in  |

**6. Spesifikasi Absorber (D-120)****Tabel V.6 Spesifikasi Absorber**

| <b>Spesifikasi</b> | <b>Keterangan</b>   |
|--------------------|---|
| Fungsi             | untuk menyerap gas Etilen Oksida dengan menggunakan pelarut Air |
| <b>Tower</b>       |   |
| Luas Penampang     | 9,414 m <sup>2</sup>  |
| Diameter           | 3,463   |
| Tinggi             | 17, 315 m   |
| <b>Shell</b>       |   |
| Diameter dalam     | 136,338 in  |
| Diameter luar      | 137,206 in  |
| Tebal Shell        | 7/16 in   |
| Tebal tutup        | 22,859 in   |

**7. Spesifikasi Pompa (L-211)****Tabel V.7 Spesifikasi Pompa**

| <b>Spesifikasi</b> | <b>Keterangan</b>  |
|--------------------|--|
| Kode Alat          | L-211  |
| Fungsi             | Memompa etilen oksida dari stripper (D-130) ke reaktor (R-210) |
| Tipe Pompa         | Pompa sentrifugal  |
| Kapasitas Pompa    | 1,118 ft <sup>3</sup> /s                                       |
| Ukuran Pipa        |  |
| D Nominal          | 4 in   |
| ID                 | 3,83 in  |
| OD                 | 4,5 in   |
| Schedule No.       | 80   |
| Bahan              | <i>Commercial steel</i>  |
| Power Motor        | 6 hp   |



## 8. Spesifikasi Stripper (D-130)

**Tabel V.8 Spesifikasi Stripper**

| <b>Spesifikasi</b> | <b>Keterangan</b>   |
|--------------------|---|
| Fungsi             | untuk menyerap gas Etilen Oksida dengan menggunakan pelarut Air |
| <b>Tower</b>       |   |
| Luas Penampang     | 7,487 m <sup>2</sup>  |
| Diameter           | 3,1   |
| Tinggi             | 15,441 m  |
| <b>Shell</b>       |   |
| Diameter dalam     | 121,586 in  |
| Diameter luar      | 122,361 in  |
| Tebal Shell        | 2/4   |
| Tebal tutup        | 21,261 in   |

## 9. Spesifikasi Reaktor Etilen Glikol (R-210)

**Tabel V.9 Spesifikasi Reaktor Etilen Glikol**

| <b>Spesifikasi</b> | <b>Keterangan</b>   |
|--------------------|---|
| Kode Alat          | R-210   |
| Fungsi             | Mereaksikan C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O dengan air menghasilkan monoetilen glikol dan produk sampingnya |
| OD                 | 234,7 in  |
| ID                 | 234,1 in  |
| Tebal              | 0,32 in   |

**10. Spesifikasi Evaporator (V-220)****Tabel V.10 Spesifikasi Evaporator**

| <b>Spesifikasi</b>    | <b>Keterangan</b>                                 |   |   |
|-----------------------|---|---|---|
|                       | <b>Spesifikasi efek 1</b>                         | <b>Spesifikasi efek 2</b>                         | <b>Spesifikasi efek 3</b>                         |
| Diameter Centerwall   | 5,0274 m  | 5,6241 m  | 5,5042  |
| Diameter Evaporator   | 20,1097 m   | 22,4963 m   | 22,0169   |
| Tinggi Evaporator     | 9,9060 m  | 9,9060 m  | 9,906 m   |
| Tebal Shell           | 3/16 in   | 3/16  | 3/16  |
| Tebal Tutup           | 1/2 in  | 1/2 in  | 5/16 in   |
| <b>Tube Calandria</b> |   |   |   |
| Ukuran                | 4 in sch. Standard 40 IPS                         | 4 in sch. Standard 40 IPS                         | 4 in sch. Standard 40 IPS                         |
| OD                    | 0,375 ft  | 0,375   | 0,375   |
| ID                    | 0,3355 ft   | 0,3355  | 0,335   |
| Panjang Tube          | 13 ft   | 13  | 13  |
| Jumlah Tube           | 38745 buah  | 48486   | 46442   |
| Bahan Konstruksi      | Carbon Steel SA-203 Grade C (2 <sup>1/2</sup> Ni) | Carbon Steel SA-203 Grade C (2 <sup>1/2</sup> Ni) | Carbon Steel SA-203 Grade C (2 <sup>1/2</sup> Ni) |



## 11. Spesifikasi Barometric Condensor

**Tabel V.11 Spesifikasi Barometric Condensor**

| <b>Spesifikasi</b> | <b>Keterangan</b> |
|--------------------|-------------------|
| Nama Alat          | E-231             |
| Tipe               | Multi Jet Spray   |
| Bahan Konstruksi   | Carbon Steel      |
| Volumetrik uap     | 612 cuft/min      |
| Diameter Pipa      | 4,33 in           |
| Panjang total pipa | 19 ft             |
| Tekanan            | 2,65 psi          |
| Air pendingin      | 46,94 kg/jam      |

## 12. Spesifikasi Jet Ejector (G-233)

**Tabel V.12 Spesifikasi Jet Ejector**

| <b>Spesifikasi</b> | <b>Keterangan</b>              |
|--------------------|--------------------------------|
| Nama Alat          | G-213                          |
| Tipe               | Single stage steam jet ejector |
| Bahan Konstruksi   | Carbon Steel                   |
| inlet (suction)    | 0,6 in                         |
| Outlet (discharge) | 0,45 in                        |
| Panjang            | 5,4 in                         |
| Kapasitas desain   | 6,105 lb/jam                   |



**13. Spesifikasi Kolom MEG (D-230)****Tabel V.14 Spesifikasi Kolom MEG**

| <b>Spesifikasi</b> | <b>Keterangan</b>                              |
|--------------------|--|
| Kode Alat          | D-230  |
| Fungsi             | Memisahkan MEG dengan produk bawah DEG dan TEG |
| Jenis Kolom        | Tray distillation Colum                        |
| Jenis Tray         | Sieve Tray                                     |
| Jumlah Tray        | 29 Tray  |
| Diameter kolom     | 5 ft   |
| Tray spacing       | 2 ft   |
| Active area        | 17,67 sq.ft                                    |
| Area of holes      | 1,767 sq.ft                                    |
| Area downcomer     | 1,964 sq.ft                                    |
| $A_h/A$            | 0,09   |
| $A_d/A$            | 0,1  |
| $A_h/A_A$          | 0,1  |
| $d_h$              | 0,25   |
| $l_w$              | 43,6   |
| $h_w$              | 1,5  |
| Design Vessel      |  |
| Tipe vessel        | Tall vertical vessel                           |
| Bahan konstruksi   | Carbon Steel SA 283 Grade A                    |
| Tebal shell        | 0,1 78n  |
| Tinggi vessel      | 60,05 ft                                       |
| Tipe head          | Torispherical Dishead Head                     |
| Tebal head         | 0,125 in                                       |
| Tinggi head        | 12,3 in  |



#### 14. Spesifikasi Kondensor (E-241)

**Tabel V.13 Spesifikasi Kondensor**

| <b>Spesifikasi</b>    | <b>Keterangan</b>                    |
|-----------------------|--------------------------------------|
| Kode Alat             | E-241                                |
| Fungsi                | Mengondensasikan uap dari kolom MEG  |
|                       |                                      |
| Jenis                 | <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)       |
| Jumlah                | 1                                    |
| Bahan Konstruksi      | <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>   |
| Luas Area             | 163,4 ft <sup>2</sup>                |
| Temperatur            |                                      |
| T <sub>1</sub>        | 284 °F                               |
| T <sub>2</sub>        | 284 °F                               |
| t <sub>1</sub>        | 86 °F                                |
| t <sub>2</sub>        | 113 °F                               |
| <b><i>Tube</i></b>    |                                      |
| OD                    | 1 in, 14 BWG                         |
| ID                    | 0,834 in                             |
| <i>Length</i>         | 12 ft                                |
| Jumlah tube           | 52                                   |
| <i>Pitch</i>          | 1,25 in <i>triangular</i>            |
| $\Delta P$ tube       | 2,09 psi                             |
| <b><i>Shell</i></b>   |                                      |
| ID                    | 12 in                                |
| $\Delta P$ shell      | 0,05 psi                             |
| <i>Fouling factor</i> | 9,03E-05 jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu |

**15. Spesifikasi Reboiler (E-242)****Tabel V.15 Spesifikasi Reboiler**

| <b>Spesifikasi</b>      | <b>Keterangan</b>                          |
|-------------------------|--|
| Kode Alat               | E-242                                      |
| Fungsi                  | Mendidihkan kembali liquida dari kolom MEG |
|                         |  |
| Jenis                   | <i>Shell and tube</i> (1-6 HE)             |
| Jumlah                  | 1  |
| Bahan Konstruksi        | <i>Carbon Steel</i> SA-283 Grade C         |
| Luas Area               | 387,5 ft <sup>2</sup>                      |
| Temperatur              |  |
| T <sub>1</sub>          | 446 °F                                     |
| T <sub>2</sub>          | 446 °F                                     |
| t <sub>1</sub>          | 381,2 °F                                   |
| t <sub>2</sub>          | 381,2 °F                                   |
| <b><i>Tube</i></b>      |  |
| OD                      | 1 in, 14 BWG                               |
| ID                      | 0,834 in                                   |
| <i>Length</i>           | 20 ft                                      |
| Jumlah <i>tube</i>      | 74   |
| <i>Pitch</i>            | 1,25 in <i>triangular</i>                  |
| $\Delta P$ <i>tube</i>  | 0,02 psi                                   |
| <b><i>Shell</i></b>     |  |
| ID                      | 15,25 in                                   |
| $\Delta P$ <i>shell</i> | Diabaikan                                  |
| <i>Fouling factor</i>   | 0,002623 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu        |



Halaman ini sengaja dikosongkan

## **BAB VI**

### **UTILITAS**

Dalam suatu industri, unit utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam proses produksi. Oleh karena itu, unit utilitas memegang peranan yang penting dalam pelaksanaan operasi dan proses.

#### **VI.1 Utilitas secara Umum**

Utilitas pada suatu industri meliputi kebutuhan air, *steam* dan listrik. Air yang digunakan dalam industri memiliki syarat tertentu. Oleh karena itu, air yang diambil dari sumbernya perlu di *treatment* terlebih dahulu. Beberapa *treatment* yang dipakai yaitu koagulasi dan flokulasi, sedimentasi dan *ion exchange*.

##### **1. Koagulasi dan flokulasi**

Proses koagulasi dalam pengolahan air adalah proses pengumpulan partikel kecil menjadi partikel yang lebih besar sehingga selanjutnya dapat dipisahkan dari air melalui proses sedimentasi, filtrasi ataupun membran. Pengumpulan dan perbesaran partikel dalam proses koagulasi dan flokulasi dilakukan dengan penambahan koagulan. Proses koagulasi dilakukan dengan menambahkan koagulan dan dilakukan pemutaran cepat. Sedangkan proses flokulasi adalah proses pembesaran partikel setelah proses koagulasi. Proses ini dilakukan dengan pengadukan lambat (*Pizzi, 1979*).

Umumnya koagulan yang dipakai berupa tawas ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ) atau PAC. Setelah ditambahkan koagulan tawas ataupun PAC pH air akan turun dan suasana menjadi asam sehingga pada proses flokulasi biasanya terdapat proses netralisasi.



## 2. Sedimentasi

Proses pengendapan padatan yang terbentuk dari proses flokulasi dan koagulasi secara gravitasi. Alat yang digunakan berupa *settling tank* (Pizzi, 1979). Alat yang digunakan untuk proses sedimentasi ini disebut *clarifier*.

## 3. Filtrasi

Proses ini merupakan proses penyaringan setelah proses sedimentasi menggunakan filter. Pada proses ini terjadi penyaringan partikel yang belum dapat terendapkan pada *clarifier*. Pada filter tersusun beberapa adsorben seperti karbon aktif, pasir, pasir silika dan antrasit. Adsorben disusun dengan urutan tertentu pada filter agar air yang keluar dari filter merupakan air bersih. Selain memisahkan partikel yang belum terendapkan, adanya adsorben pada filter mampu memisahkan ion besi dan mangan pada air.

## 4. Ion exchange

Proses ini digunakan untuk menghilangkan ion-ion yang tidak diinginkan dalam air seperti : arsen, nitrat, kalsium dan magnesium (*hardness*). Dalam *ion exchange* ini digunakan kation dan anion untuk menghilangkan ion-ion dalam air (Pizzi, 1979).

Proses *ion exchange* ini digunakan untuk air yang akan digunakan untuk *boiler*. Air umpan *boiler* memiliki syarat khusus. Keberadaan ion besi, arsen, nitrat, kalsium dan magnesium dapat merusak *boiler* dan mempercepat kerak pada *boiler*.

Pada kolom kation ion-ion positif dalam air ( $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{2+}$ ) akan diikat oleh resin kation, sedangkan ion-ion negatif dalam air ( $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ) selanjutnya akan diikat oleh resin anion. Regenerasi resin kation menggunakan larutan HCl sedangkan untuk regenerasi resin anion menggunakan larutan NaOH (Imafuku, 1999).



## VI.2 Utilitas di Pabrik Etilen Glikol

Pabrik etilen glikol memiliki sarana utilitas berupa air, *steam* serta listrik. Berikut kebutuhan utilitas pada pabrik etilen glikol :

### VI.2.1 Air

Kebutuhan air pabrik etilen glikol dipenuhi dari air Sungai Cisadane dengan debit 1.000 liter/detik yang terlebih dulu di *treatment*. Air digunakan untuk menghasilkan *steam* dari unit *boiler*, pendingin, dan untuk keperluan sanitasi.

#### a. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, perkantoran, pemadam kebakaran dan keperluan lainnya. Berikut jumlah air sanitasi yang dibutuhkan pada pabrik etilen glikol :

- Untuk keperluan karyawan  
Asumsi: Jumlah karyawan = 300 orang  
Kebutuhan tiap orang = 120 liter/hari/kapita  
Total kebutuhan air =  $120 \times 300 = 36.000$  liter/hari
- Untuk laboratorium  
Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium adalah 15% dari kebutuhan karyawan, sehingga kebutuhan air adalah :  
 $15\% \times 36.000 \text{ liter/hari} = 5.400 \text{ liter/hari}$
- Untuk hidran kebakaran Standar kebutuhan air untuk hidran kebakaran menurut SNI 19-6728.1-2002 sebesar 5% dari kebutuhan domestik (kebutuhan air karyawan), sehingga kebutuhan air adalah :  
 $5\% \times 36.000 \text{ liter/hari} = 1.800 \text{ liter/hari}$

Dari rincian di atas, dapat dihitung kebutuhan air sanitasi pada pabrik etilen glikol ini sebesar Total kebutuhan air sanitasi =  $(36.000 + 5.400 + 1.800)$  liter/hari =

---



43.200liter/hari.

b. Air pendingin

Kebutuhan air pendingin pada pabrik etilen glikol ini meliputi :

**Tabel 6.1 Kebutuhan Air Pendingin**

| No.          | Nama Alat        | Kebutuhan (kg/hari)   |
|--------------|------------------|-----------------------|
| 1.           | Cooler (E-121)   | 4.696.050,959         |
| 2.           | Reaktor (R-110)  | 45.172.748,179        |
| 3.           | Reboiler (E-242) | 83.836,649            |
| 4.           | Reboiler (E-247) | 2.380,964             |
| <b>Total</b> |                  | <b>49.955.016,751</b> |

c. Air boiler

Air umpan *boiler* adalah air umpan yang dilunakkan dari kandungan mineral yang terdapat dalam air tersebut.

### VI.2.2 Steam

*Steam* yang dihasilkan dari unit *boiler*. *Steam* biasanya digunakan sebagai media pemanas dalam proses produksi. Kebutuhan *steam* dalam pabrik etilen glikol ini meliputi:

**Tabel 6.2 Kebutuhan Steam**

| No.          | Nama Alat         | Kebutuhan (kg/hari) |
|--------------|-------------------|---------------------|
| 1.           | Heater (E-114)    | 14.093,706          |
| 2.           | Stripper (D-130)  | 4.694,012           |
| 3.           | Heater (E-221)    | 66.581,264          |
| 4.           | Kondensor (E-241) | 12.848,381          |
| 5.           | Kondensor (E-246) | 975,258             |
| <b>Total</b> |                   | <b>99.192,620</b>   |





Dari uraian di atas dapat dihitung kebutuhan air yang digunakan pada pabrik etilen glikol. Berikut kebutuhan air yang diambil dari sungai per hari :

✓ Air Sanitasi

Total air sanitasi yang dibutuhkan pada pabrik etilen glikol sebesar 43.200 liter/hari

✓ Air Pendingin

Setelah air pendingin digunakan, air *direcycle* dan dapat digunakan kembali. Sebagian air hilang ketika *direcycle*. Oleh karena itu dibutuhkan air make up agar jumlah air pendingin tetap sama.

*Make up water* pendingin = 10% x 49.955.016,751 kg/hari = 4.995.501,675 kg/hari

$\rho$  pada 30°C = 995,68 kg/m<sup>3</sup>

total *make up water* pendingin = 5.017,176 liter/hari

✓ Air Umpan *Boiler*

Pada proses pemanasan sekitar 80% kondensat dapat digunakan kembali, sehingga dibutuhkan air tambahan untuk umpan *boiler* agar *steam* yang dihasilkan sesuai dengan kebutuhan.

*Make up water boiler* = 20% x 99.192,620

= 19.838,524 kg/hari

$\rho$  pada 30°C = 995,68 kg/m<sup>3</sup>

total *make up water boiler* = 19,925 liter/hari

✓ Air Proses

Pada *plant* proses pabrik etilen glikol dibutuhkan air proses untuk absorber.

Air proses = kg/hari = 2.119.859,890 kg/hari

$\rho$  pada 30°C = 995,68 kg/m<sup>3</sup>

total *make up water boiler* = 2.129,057 liter/hari



Dari rincian diatas dapat dihitung jumlah air keseluruhan yang dibutuhkan pada pabrik etilen glikol. Berikut total air yang dibutuhkan :

**Tabel 6.3** Kebutuhan Total Air

| <b>Kegunaan</b>                | <b>Jumlah (m<sup>3</sup>/hari)</b> |
|--------------------------------|------------------------------------|
| Air sanitasi                   | 43.200                             |
| <i>Water make up</i> pendingin | 5.017,176                          |
| <i>Water make up</i> boiler    | 19,925                             |
| Air proses                     | 2.129,057                          |
| <b>Total</b>                   | <b>50.366,158</b>                  |

### VI.2.3 Listrik

Listrik pada pabrik digunakan untuk penerangan pabrik, dan proses produksi sebagai tenaga penggerak beberapa peralatan proses seperti pompa dan peralatan proses kontrol. Tenaga listrik untuk pabrik ini dipenuhi oleh jaringan PT.PLN Persero dan sebagai cadangan digunakan generator untuk mengatasi keadaan bila sew

## **BAB VII**

### **KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA**

#### **VII.1 Pendahuluan**

##### **VII.1.1 Keselamatan dan Kesehatan Kerja Secara Umum**

Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) merupakan syarat mutlak yang harus dilaksanakan dalam suatu perusahaan sebagai usaha untuk mencegah dan mengendalikan kerugian yang diakibatkan dari adanya kecelakaan, kebakaran, kerusakan harta benda perusahaan dan kerusakan lingkungan serta bahaya-bahaya lainnya. Keselamatan dan kesehatan kerja harus mendapatkan perhatian yang lebih pada suatu pabrik terutama dalam studi pembuatan Etilen Glikol dari Bahan Sodium Hidroksida dan Asam Nitrat menggunakan Proses Sintesis. Hal tersebut menyangkut kesehatan dan keselamatan kerja para karyawan dan keselamatan peralatan. Sebab dengan kesehatan kerja yang sangat baik akan membuat karyawan bekerja dengan baik karena para karyawan merasa nyaman dalam menjalankan tugasnya, sebaliknya apabila lingkungan kerja kurang baik misalnya ventilasi yang kurang baik, penerangan dan kebersihan yang kurang memadai, ruangan yang sangat padat, serta suhu yang sangat panas akan mengakibatkan menurunnya produktivitas kerja karyawan.

Sesuai dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 50 Tahun 2012 tentang Penerapan Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja yang menerangkan bahwa Keselamatan dan Kesehatan Kerja yang selanjutnya disingkat K3 adalah segala kegiatan untuk menjamin dan melindungi keselamatan dan kesehatan tenaga kerja melalui upaya pencegahan kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja. Perlindungan terhadap tenaga kerja dimaksudkan untuk menjamin hak-hak dasar pekerja/buruh dan menjamin kesamaan kesempatan serta perlakuan tanpa diskriminasi atas dasar apapun untuk mewujudkan kesejahteraan pekerja/buruh dan keluarganya dengan tetap memperhatikan perkembangan kemajuan dunia



usaha sesuai dengan yang sudah diatur dalam Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 13 Tahun 2003 tentang Ketenagakerjaan.

Tujuan dari kesehatan dan keselamatan kerja adalah sebagai berikut:

- a. Agar setiap pegawai/tenaga kerja mendapat jaminan keselamatan dan kesehatan kerja baik secara fisik, sosial, dan psikologis.
- b. Agar setiap perlengkapan dan peralatan kerja digunakan sebaik-baiknya, selektif mungkin.
- c. Agar semua hasil produksi dipelihara keamanannya.
- d. Agar adanya jaminan atas pemeliharaan dan peningkatan kesehatan gizi pegawai/tenaga kerja.
- e. Agar meningkatkan kegairahan, keserasian kerja, dan partisipasi kerja.
- f. Agar terhindar dari gangguan kesehatan yang disebabkan oleh lingkungan atau kondisi kerja.
- g. Agar setiap pegawai/tenaga kerja merasa aman dan terlindungi dalam bekerja.

Kondisi pekerja sangat menentukan terjadinya kecelakaan kerja. Faktor-faktor yang menentukan kondisi pekerja yaitu:

- a) Kondisi Mental dan Fisik

Kondisi tersebut sangat berpengaruh dalam menjalankan proses produksi karena dengan kondisi mental dan fisik yang buruk dapat mengakibatkan kecelakaan kerja.

- b) Kebiasaan kerja yang baik dan aman

Pada saat melakukan pekerjaan, pekerja harus dapat dituntut untuk bekerja secara disiplin agar tidak lalai yang dapat mengakibatkan kecelakaan kerja.

- c) Pemakaian alat-alat pelindung diri

Kurangnya kesadaran dalam pemakaian alat-alat pelindung karena dirasa tidak nyaman oleh pekerja dapat mengakibatkan kecelakaan kerja.

Kesehatan kerja mencakup kegiatan yang bersifat komprehensif berupa upaya promotif, preventif, kuratif dan

---



rehabilitatif. Upaya promotif berupa penyuluhan, pelatihan dan peningkatan pengetahuan tentang upaya hidup sehat dalam bekerja, disamping kegiatan pencegahan (preventif) terhadap resiko gangguan kesehatan, lebih mengemuka dalam disiplin kesehatan kerja.

### **VII.1.2 Kecelakaan Kerja**

Berdasarkan sumber UU No. 1 Tahun 1970 kecelakaan kerja adalah suatu kejadian yang tidak diduga semula dan tidak dikehendaki, yang mengacaukan proses yang telah diatur dari suatu aktifitas dan dapat menimbulkan kerugian baik korban manusia ataupun harta benda. Menurut UU No. 3 Tahun 1992 tentang jaminan sosial tenaga kerja, kecelakaan kerja adalah kecelakaan yang terjadi dalam pekerjaan sejak berangkat dari rumah menuju tempat kerja dan pulang ke rumah melalui jalan yang biasa atau wajar dilalui.

Berdasarkan undang-undang mengenai keselamatan dan kesehatan kerja dapat terlihat ada 3 aspek utama dari kecelakaan :

- a. Keadaan apapun yang membahayakan pada tempat kerja maupun di lingkungan kerja. *Hazard* ini untuk manusia menimbulkan cedera (*injury*) dan sakit (*illness*)
- b. Cedera dan sakit adalah hasil dari kecelakaan akan tetapi kecelakaan tidak terbatas pada cedera atau sakit saja.
- c. Jika dalam suatu kejadian menyebabkan kerusakan atau kerugian (*loss*) tetapi tidak ada cedera pada manusia, hal ini termasuk juga kecelakaan. Kecelakaan dapat menyebabkan *hazard* pada orang, kerusakan pada peralatan atau barang dan terhentinya proses pekerjaan.

Menurut Peraturan Pemerintah No.11 Th. 1979, kecelakaan dibagi menjadi 4 macam, antara lain:

1. Kecelakaan ringan, kecelakaan yang terjadi tetapi tidak menimbulkan hilangnya jam kerja.
2. Kecelakaan sedang, kecelakaan yang terjadi sehingga menimbulkan hilangnya jam kerja tetapi tidak menimbulkan cacat jasmani.



3. Kecelakaan berat, kecelakaan yang terjadi sehingga berakibat fatal dan menyebabkan cacat jasmani.
4. Kecelakaan mati, kecelakaan yang menyebabkan hilangnya nyawa manusia.

Berdasarkan teori dari Frank Bird Jr, menyebutkan bahwa kecelakaan disebabkan atas beberapa faktor berikut:

1. Penyebab langsung (*immediate causes*). Adalah faktor kecelakaan yang secara langsung bersinggungan dengan manusia dan kondisi lingkungan kerja. Faktor penyebab langsung tersebut dibagi menjadi dua faktor:

- a. *Substandard Action*

(Perilaku manusia yang tidak baik) adalah penyebab yang didasarkan pada perilaku manusia yang tidak mengikuti peraturan keselamatan kerja dan bertindak tidak aman. Contohnya: tidak menggunakan APD, menjalankan mesin tanpa ijin, bercanda dan melepas *barier* pada mesin. Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (karyawan), antara lain :

- ❖ Kurangnya pengetahuan dan keterampilan karyawan.
- ❖ Stress
- ❖ Tidak cocoknya karyawan dengan peralatan atau lingkungan kerja.
- ❖ Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.

- b. *Substandard Condition*

Kondisi lingkungan yang tidak aman adalah dimana lingkungan kerja, peralatan kerja yang mendukung terjadinya kecelakaan kerja. Sumber bahaya kecelakaan dari lingkungan fisik meliputi mesin-mesin, peralatan, bahan produksi, lingkungan kerja, penerangan dan lain-lain. Contohnya : Lingkungan kerja dekat dengan sumber panas, adanya sumber bising, tidak adanya tanda peringatan.

Kecelakaan yang terjadi karena faktor lingkungan akibat dari :

---



- Kesalahan perencanaan.
- Aus atau rusaknya peralatan.
- Kesalahan pada waktu pembelian.
- Terjadi ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol
- Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat
- Lingkungan kerja yang tidak memenuhi persyaratan seperti panas, bising, salah penerangan dan lembab.

## 2. Sistem Manajemen

Kecelakaan yang disebabkan oleh manajemen adalah sebagai berikut :

- Kurangnya perhatian manajer terhadap keselamatan kerja..
- Kurangnya penerapan prosedur kerja dengan baik.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan, modifikasi dan berjalannya penerapan aspek-aspek keselamatan kerja di lapangan.
- Tidak adanya inspeksi peralatan.
- Kurangnya sistem penanggulangan terhadap bahaya.

## 3. Bahaya Mekanik

Kecelakaan yang disebabkan oleh benda-benda mekanik, antara lain :

- Benda-benda bergerak atau berputar
- Sistem pengamanan tidak bekerja atau tidak terpasang

## 4. Bahaya Kimia

Bahan-bahan kimia yang dapat membahayakan keselamatan dan kesehatan pekerja adalah bahan-bahan bersifat racun dan dapat merusak kulit bila tersentuh.

## 5. *Incident/Accident*. Terjadinya kontak dengan suatu benda, energi dan atau bahan *berhazard* sebagai efek dari ketiga penyebab diatas yang tidak dapat dikendalikan.



6. *Threshold limit*. Adalah nilai ambang batas dimana ketika seluruh penyebab tadi sudah melebihi nilai yang sudah ditentukan.
7. Kerugian. Konsekuensi dari terjadinya *incident/accident* baik terhadap manusia sebagai pekerja dan atau kerugian terhadap peralatan yang digunakan untuk menunjang pekerjaan.

Untuk meminimalkan terjadinya kecelakaan kerja ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu :

a. Bangunan pabrik

Bangunan gedung beserta alat-alat konstruksinya harus memenuhi persyaratan yang telah direkomendasikan oleh para ahli yang bersangkutan untuk menghindari bahaya-bahaya kebakaran, kerusakan akibat cuaca, gempa, petir, banjir dan lain sebagainya. Lingkungan sekitar pabrik harus dapat memberikan rasa aman dan nyaman bagi para pekerja serta penduduk sekitarnya. Jangan sampai kehadiran pabrik tersebut malah menimbulkan pencemaran bagi lingkungan sekitar sehingga mengakibatkan ketidaknyamanan bagi penduduk sekitar.

b. Ventilasi

Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih.

c. Alat-alat bergerak

Alat-alat berputar atau bergerak seperti motor pada pompa ataupun kipas dalam *blower*, motor pada pengaduk harus selalu berada dalam keadaan tertutup, minimal diberi penutup pada bagian yang bergerak, serta harus diberi jarak yang cukup dengan peralatan yang lainnya, sehingga bila terjadi kerusakan akan dapat diperbaiki dengan mudah

d. Peralatan yang menggunakan sistem perpindahan panas

Peralatan yang memakai sistem perpindahan panas harus diberi isolator, misalnya: *Boiler*, *Condenser*,





*Heater* dan sebagainya. Disamping itu di dalam perancangan faktor keselamatan (*safety factor*) harus diutamakan, antara lain dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), faktor korosi, tekanan (*stress*). Hal ini memegang peranan penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan produktivitas operasional, terutama untuk mencegah kehilangan panas pada alat-alat tersebut. Selain itu harus diupayakan agar suhu ruangan tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (*space*) yang cukup untuk peralatan, mencegah kebocoran steam yang terlalu besar, serta pemasangan alat-alat kontrol yang sesuai

e. Sistem perpipaan

Pipa-pipa harus dipasang secara efektif supaya mudah menghantarkan fluida proses atau utilitas tanpa adanya kehilangan energi atau massa, dalam waktu yang tepat. Pipa-pipa tersebut juga harus diletakkan di tempat yang terjangkau dan aman sehingga mudah diperbaiki dan dipasang. Untuk pipa yang dilalui fluida panas harus diberi isolasi (berupa sabut atau asbes) dan diberi sambungan yang dapat memberikan fleksibilitas seperti (*U-bed*), *tee*, juga pemilihan *valve* yang sesuai untuk menghindari peledakan yang diakibatkan oleh pemuaian pipa

f. Sistem kelistrikan

Penerangan di dalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman. Setiap peralatan yang dioperasikan secara elektrik harus dilengkapi dengan pemutusan arus (sekering) otomatis serta dihubungkan dengan tanah (*ground*) dalam bentuk arde, untuk menjaga apabila sewaktu-waktu terjadi hubungan singkat. Pemeriksaan peralatan listrik secara teratur perlu dilakukan.

g. Karyawan

Seluruh karyawan dan pekerja, terutama yang menangani unit-unit vital, hendaknya diberi pengetahuan



dan pelatihan khusus dalam bidang masing-masing, juga dalam bidang kesehatan dan keselamatan kerja secara umum. Disamping itu pihak pabrik harus gencar memberikan penyuluhan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3), baik secara lisan maupun secara tertulis (berupa tanda-tanda bahaya/larangan serta peraturan pengoperasian peralatan yang baik dan benar pada tiap-tiap alat terutama yang berisiko tinggi). Dengan demikian diharapkan para karyawan akan mampu menangani kondisi darurat yang dapat terjadi sewaktu-waktu, setidaknya pada tahap awal.

## **VII.2 Alat Pelindung Diri (APD)**

### **VII.2.1 Penjelasan APD Secara Umum**

Sesuai dengan Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor Peraturan 08 Tahun 2010 yang menerangkan bahwa Alat Pelindung Diri yang selanjutnya disingkat APD adalah suatu alat yang mempunyai kemampuan untuk melindungi seseorang yang fungsinya mengisolasi sebagian atau seluruh tubuh dari potensi bahaya di tempat kerja. Pengusaha wajib menyediakan APD bagi pekerja/buruh di tempat kerja dan harus sesuai dengan Standar Nasional Indonesia (SNI) atau standar yang berlaku seperti yang sudah diatur dalam UU No.08 tahun 2010. APD yang dimaksud meliputi :

- a. Pelindung kepala
- b. Pelindung mata dan muka
- c. Pelindung telinga
- d. Pelindung pernapasan beserta perlengkapannya.
- e. Pelindung tangan
- f. Pelindung kaki
- g. Pakaian pelindung
- h. Alat pelindung jatuh perorangan
- i. Pelampung (jika dibutuhkan)



### VII.2.2 Syarat-syarat Alat Pelindung Diri

1. Memiliki daya cegah dan memberikan perlindungan yang efektif terhadap jenis bahaya yang dihadapi oleh tenaga kerja.
2. Konstruksi dan kemampuannya harus memenuhi standar yang berlaku.
3. Efisien, ringan, dan nyaman dipakai.
4. Tidak mengganggu gerakan-gerakan yang diperlukan.
5. Tahan lama dan pemeliharannya mudah.

### VII.2.3 Jenis-jenis Alat Pelindung Diri Secara Umum

Penjelasan jenis-jenis alat pelindung diri yang tercantum dalam Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor 08 Tahun 2010 tentang Alat Pelindung Diri yaitu :

1. Alat Pelindung Kepala  
Alat pelindung kepala adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan, terantuk, kejatuhan atau terpukul benda tajam atau benda keras yang melayang atau meluncur di udara, terpapar oleh radiasi panas, api, percikan bahan-bahan kimia dan suhu yang ekstrim. Jenis alat pelindung kepala terdiri dari helm pengaman (*safety helmet*), topi atau tudung kepala, penutup atau pengaman rambut, dan lain-lain.
2. Alat Pelindung Mata dan Muka  
Alat pelindung mata dan muka adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi mata dan muka dari paparan bahan kimia berbahaya, paparan partikel-partikel yang melayang di udara dan di badan air, percikan benda-benda kecil, panas, atau uap panas, radiasi gelombang elektromagnetik, pancaran cahaya, benturan atau pukulan benda keras atau benda tajam. Jenis alat pelindung mata dan muka terdiri dari kacamata pengaman, *goggles*, tameng muka (*face shield*), masker selam, tameng muka dan kacamata pengaman dalam kesatuan (*full face masker*).



### 3. Alat Pelindung Telinga

Alat pelindung telinga adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi alat pendengaran terhadap kebisingan atau tekanan. Jenis alat pelindung telinga terdiri dari sumbat telinga (*ear plug*) yang digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan sampai dengan 95 dB, dan penutup telinga (*ear muff*) yang digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan lebih dari 95 dB.

### 4. Alat Pelindung Pernafasan Beserta Perlengkapannya

Alat pelindung pernapasan beserta perlengkapannya adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi organ pernapasan dengan cara menyalurkan udara bersih dan sehat dan/atau menyaring cemaran bahan kimia, mikro-organisme, partikel yang berupa debu, kabut (*aerosol*), uap, asap, gas/fume, dan sebagainya. Jenis alat pelindung pernapasan dan perlengkapannya terdiri dari masker, respirator, katrit, *canister filter*, *Re-breather*, *Airline respirator*, *Continues Air Supply Machine (Air Hose Mask Respirator)*, tangki selam dan regulator (*Self-Contained Underwater Breathing Apparatus/SCUBA*), *Self-Contained Breathing Apparatus (SCBA)*, dan *emergency breathing apparatus*.

### 5. Alat Pelindung Tangan

Pelindung tangan (sarung tangan) adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi tangan dan jari-jari tangan dari pajanan api, suhu panas, suhu dingin, radiasi elektromagnetik, radiasi mengion, arus listrik, bahan kimia, benturan, pukulan dan tergores, terinfeksi zat patogen (virus, bakteri) dan jasad renik. Jenis pelindung tangan terdiri dari sarung tangan yang terbuat dari logam, kulit, kain kanvas, kain atau kain berlapis, karet, dan sarung tangan yang tahan bahan kimia.

### 6. Alat Pelindung Kaki

Alat pelindung kaki berfungsi untuk melindungi kaki dari tertimpa atau berbenturan dengan benda-benda berat,



tertusuk benda tajam, terkena cairan panas atau dingin, uap panas, terpajan suhu yang ekstrim, terkena bahan kimia berbahaya dan jasad renik, tergelincir. Jenis Pelindung kaki berupa sepatu keselamatan pada pekerjaan peleburan, pengecoran logam, industri, kontruksi bangunan, pekerjaan yang berpotensi bahaya peledakan, bahaya listrik, tempat kerja yang basah atau licin, bahan kimia dan jasad renik, dan/atau bahaya binatang dan lain-lain.

7. Pakaian Pelindung

Pakaian pelindung berfungsi untuk melindungi badan sebagian atau seluruh bagian badan dari bahaya temperatur panas atau dingin yang ekstrim, api dan benda-benda panas, percikan bahan-bahan kimia, cairan dan logam panas, uap panas, benturan (*impact*) dengan mesin, peralatan dan bahan, tergores, radiasi, binatang, mikroorganisme patogen dari manusia, binatang, tumbuhan dan lingkungan seperti virus, bakteri dan jamur. Jenis pakaian pelindung terdiri dari rompi (*Vests*), celemek (*Apron/Coveralls*), Jacket, dan pakaian pelindung yang menutupi sebagian atau seluruh bagian badan.

8. Alat Pelindung Jatuh Perorangan

Alat pelindung jatuh perorangan berfungsi membatasi gerak pekerja agar tidak masuk ke tempat yang mempunyai potensi jatuh atau menjaga pekerja berada pada posisi kerja yang diinginkan dalam keadaan miring maupun tergantung dan menahan serta membatasi pekerja jatuh sehingga tidak membentur lantai dasar. Jenis alat pelindung jatuh perorangan terdiri dari sabuk pengaman tubuh (*harness*), karabiner, tali koneksi (*lanyard*), tali pengaman (*safety rope*), alat penjepit tali (*rope clamp*), alat penurun (*decender*), alat penahan jatuh bergerak (*mobile fall arrester*), dan lain-lain.

9. Pelampung

Pelampung berfungsi melindungi pengguna yang bekerja di atas air atau dipermukaan air agar terhindar dari bahaya

---



tenggelam dan atau mengatur keterapungan (*buoyancy*) pengguna agar dapat berada pada posisi tenggelam (*negative buoyant*) atau melayang (*neutral buoyant*) di dalam air. Jenis pelampung terdiri dari jaket keselamatan (*life jacket*), rompi keselamatan (*life vest*), rompi pengatur keterapungan (*bouyancy control device*).

### VII.3 Instalasi Pemadam Kebakaran

Unit Pemadam Kebakaran mutlak untuk setiap pabrik karena bahaya kebakaran mungkin terjadi dimanapun, terutama di tempat-tempat yang mempunyai instalasi pelistrikan. Kebakaran dapat disebabkan karena adanya api kecil, kemudian secara tidak terkontrol dapat menjadi kebakaran besar. Untuk meminimalkan kerugian material akibat bahaya kebakaran ini setiap pabrik harus memiliki dua macam instalasi pemadam kebakaran, yaitu :

- Instalasi tetap : *hydran, sprinkel, dry chemical power*
- Instalasi tidak tetap : *fire extinguisher*

Untuk instalasi pemadam tetap perangkatnya tidak dapat dibawa-bawa, diletakkan ditempat-tempat tertentu yang rawan bahaya kebakaran, misalnya: dekat reaktor, *boiler*, diruang operasi (Operasi Unit), atau *power station*. Sedangkan instalasi pemadam kebakaran tidak tetap perangkatnya dapat dibawa dengan mudah ke tempat dimana saja.

### VII.4 Keselamatan dan Kesehatan Kerja pada Area Pabrik Etilen Glikol

#### VII.4.1 Sistem yang Digunakan pada Pabrik Etilen Glikol

##### 1. Sistem Manajemen

Sesuai dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 50 Tahun 2012 tentang Penerapan Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja yang menjelaskan bahwa Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja yang selanjutnya disingkat SMK3 adalah bagian dari sistem manajemen perusahaan secara keseluruhan dalam rangka pengendalian resiko yang berkaitan dengan kegiatan kerja



guna terciptanya tempat kerja yang aman, efisien dan produktif. Adapun tujuan dari penerapan SMK3 bertujuan untuk :

- a. Meningkatkan efektifitas perlindungan keselamatan dan kesehatan kerja yang terencana, terukur, terstruktur dan terintegrasi.
- b. Mencegah dan mengurangi kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja dengan melibatkan unsur manajemen, pekerja/buruh, dan/atau serikat pekerja/serikat buruh
- c. Menciptakan tempat kerja yang aman, nyaman dan efisien untuk mendorong produktivitas.

Sistem manajemen pada pabrik Etilen Glikol meliputi:

- Pelaksanaan prosedur kerja dengan menggunakan buku pedoman Keselamatan Kerja.
- Pokok-pokok kebijaksanaan direksi dalam bidang K3.
- Pembuatan usaha-usaha untuk mengatasi bahaya yang mungkin timbul di tempat kerja.

## 2. Sistem Komunikasi

Yaitu tersedianya alat komunikasi yang menghubungkan antar unit baik dengan sistem telepon maupun dengan sistem *wireless* yang disetting berdasarkan tempat-tempat yang telah ditentukan untuk *start*, *stop*, dan *emergency* pengoperasian.

## 3. Sistem Alarm Pabrik

Sistem alarm dalam pabrik digunakan untuk mendeteksi asap jika terjadi kebakaran atau tanda bahaya. Sehingga apabila terjadi bahaya sewaktu-waktu pada karyawan dapat segera mengetahui.

## 4. Penggunaan Alat Pelindung Diri (APD)

### VII.4.2 Alat Pelindung Diri yang Digunakan pada Pabrik Etilen Glikol

Beberapa area untuk karyawan yang harus diperhatikan dalam pabrik demi keselamatan kerja yaitu :

**a. Area Pompa**



Pada daerah perpompaan ini pekerja/karyawan diwajibkan menggunakan:

**Tabel 7.1** Alat Pelindung Diri di Pompa

| No | Nama Alat                                       | Fungsi  | Gambar  |
|----|---|---|---|
| 1. | <i>Welding mask</i> atau <i>welding glasses</i> | sebagai pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung pompa yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan |    |
| 2. | Sarung tangan karet                             | untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif   |    |
| 3. | Sepatu pengaman ( <i>safety shoes</i> )         | untuk melindungi kaki dari bahaya panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangki                     |   |
| 4. | <i>Safety helmet</i>                            | melindungi kepala dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa                 |  |





|    |                        |  |   |
|----|------------------------|--|---|
|    |                        | atau pipa  |   |
| 5. | <i>Dust respirator</i> | sebagai masker untuk melindungi organ pernapasan apabila terjadi kebocoran gas |  |
| 6. | Baju pelindung         | sebagai pelindung badan  |  |




### b. Area Sistem Perpipaan

Pada kawasan perpipaan karyawan diwajibkan untuk pemakaian alat pelindung diri diantaranya:

**Tabel 7.2** Alat Pelindung Diri di Sistem Perpipaan

| No | Nama Alat  | Fungsi   | Gambar  |
|----|--|--|---|
| 1. | Sarung tangan karet<br><br>sarung tangan kulit/PVC | untuk melindungi tangan dari bahaya larutan asam atau basa yang bersifat korosif<br><br>untuk melindungi dari benda-benda tajam/kasar dan benda-benda bersuhu tinggi |   |
| 2. | Sepatu pengaman ( <i>safety shoes</i> )            | untuk melindungi kaki dari percikan aliran panas atau larutan asam atau basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa  |  |
| 3. | <i>Safety helmet</i>                               | untuk melindungi kepala dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam   |   |




|    |                        |  |   |
|----|------------------------|--|---|
|    |                        | ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa       |  |
| 4. | <i>Dust respirator</i> | sebagai masker untuk melindungi organ pernapasan apabila terjadi kebocoran gas |  |
| 5. | Baju pelindung         | sebagai pelindung badan  |  |

### c. Area Reaktor dan *Evaporator*

Pada daerah reaktor dan *evaporator* ini karyawan diwajibkan menggunakan:

**Tabel 7.3** Alat Pelindung Diri di Reaktor dan *Evaporator*

| No | Nama Alat              | Fungsi  | Gambar  |
|----|------------------------|---|---|
| 1. | <i>welding glasses</i> | untuk pencegahan awal jika terdapat partikel berbahaya akibat dari proses dan jika terjadi adanya kebocoran pada reaktor yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan |  |







|    |   |  |   |
|----|---|--|---|
| 2. | Sarung tangan kulit/PVC                 | untuk melindungi dari benda-benda yang bersuhu tinggi ataupun fluida yang bersifat korosif   |    |
| 3. | <i>Dust respirator</i>                  | sebagai masker untuk melindungi organ pernapasan apabila terjadi kebocoran   |    |
| 4. | Sepatu pengaman ( <i>safety shoes</i> ) | untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda-benda berat, terpercik aliran panas atau terlalu panasnya larutan asam atau basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pada reaktor atau <i>evaporator</i> |    |
| 5. | <i>Safety helmet</i>                    | untuk melindungi kepala dari benturan benda-benda keras atau kejatuhan benda-benda keras   |   |
| 6. | <i>Ear plug</i><br><i>Ear muff</i>      | (dapat menahan suara sampai 39dB)<br>(dapat menahan suara sampai 41dB)   |  |


#### d. Area *Heat Exchanger*

Pada daerah *heat exchanger* ini karyawan diwajibkan menggunakan:

**Tabel 7.4** Alat Pelindung Diri di *Heat Exchanger*

| No | Nama Alat                               | Fungsi   | Gambar  |
|----|---|--|---|
| 1. | <i>welding glasses</i>                  | untuk pencegahan awal jika ada partikel-partikel berbahaya akibat dari proses dan jika terjadi adanya kebocoran pada <i>heat exchanger</i> yang jika fluida terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan |    |
| 2. | Sarung tangan kulit/PVC                 | untuk melindungi dari benda-benda ataupun fluida yang bersuhu tinggi jika ada kebocoran  |    |
| 3. | Sepatu pengaman ( <i>safety shoes</i> ) | untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda-benda berat, terpercik larutan asam atau basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran <i>tube</i> pada <i>heat exchanger</i>                                     |   |
| 4. | <i>Safety helmet</i>                    | untuk melindungi kepala dari benturan benda-benda keras atau kejatuhan benda-benda keras.  |  |



|    |                |  |   |
|----|----------------|--|---|
| 5. | Baju pelindung | untuk melindungi badan dari fluida korosif |  |
|----|----------------|--|---|

#### e. Area Absorber, *Stripper*, dan Distilasi

Pada daerah absorber, *stripper*, dan distilasi ini karyawan diwajibkan menggunakan:

**Tabel 7.5** Alat Pelindung Diri di Absorber, *Stripper*, dan Distilasi

| No | Nama Alat                                       | Fungsi  | Gambar  |
|----|---|---|---|
| 1. | <i>Welding mask</i> atau <i>welding glasses</i> | sebagai pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada absorber, <i>stripper</i> , dan distilasi yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan |    |
| 2. | Sarung tangan karet                             | untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif   |   |
| 3. | Sepatu pengaman ( <i>safety shoes</i> )         | untuk melindungi kaki dari bahaya panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangki   |  |
| 4. | <i>Safety</i>                                   | melindungi kepala   |   |



|    |                        |   |   |
|----|------------------------|---|---|
|    | <i>helmet</i>          | dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa |  |
| 5. | <i>Dust respirator</i> | sebagai masker untuk melindungi organ pernapasan apabila terjadi kebocoran gas  |  |
| 6. | Baju pelindung         | sebagai pelindung badan   |  |

### VII.4.3 Keselamatan Pabrik yang Digunakan pada Area Pabrik Etilen Glikol

#### 1. Area Pompa

Pada pompa harus dilengkapi dengan penutup pompa serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

#### 2. Area Sistem Perpipaan

Pada sistem perpipaan digunakan pengecatan secara berbeda pada tiap aliran fluida, misalnya fluida panas digunakan pipa yang sudah dicat warna merah, sedangkan aliran fluida dingin digunakan warna biru, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3. Selain itu penempatan perpipaan haruslah aman atau tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja atau karyawan.

#### 3. Area *Heat Exchanger*

Pada area *Heat Exchanger* khususnya *Heater* dilengkapi dengan isolator untuk mencegah terjadinya radiasi panas



yang tinggi, sedangkan pada *Boiler* mempunyai level suara sampai batas 85 dB, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

#### **4. Area Pabrik secara Umum/Keseluruhan**

- Disediakan jalan diantara *plant-plant* yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misalnya: kebakaran)
- Disediakan *hydrant* disetiap *plant* (unit) untuk menanggulangi/pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran/peledakan.
- Memasang alarm disetiap *plant* (unit) sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat.
- Disediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi keadaan darurat.



Halaman ini sengaja dikosongkan



## **BAB VIII INSTRUMENTASI**

### **VIII.1 Instrumentasi Secara Umum**

Instrumentasi merupakan bagian terpenting dalam setiap proses industri kimia. Instrumentasi berfungsi untuk mengawasi (mengontrol) kualitas dan kuantitas proses produksi. Instrumentasi ini merupakan suatu petunjuk (indikator), perekam (recorder), dan dapat pula berupa suatu pengontrol (controller). Pabrik dilengkapi dengan instrumen yang digunakan untuk mengukur, mencatat, maupun membetulkan penyimpangan-penyimpangan yang terjadi pada variabel-variabel proses yang optimal yaitu suhu, laju alir fluida, konsentrasi, dan ketinggian cairan. Instrumentasi atau alat kontrol digunakan untuk menjaga jalannya produksi dan menjaga keselamatan karyawan selain itu untuk memperoleh hasil produksi yang efisien.

Pemasangan instrumentasi pada peralatan proses bertujuan:

- a. Mengetahui dengan cepat adanya gangguan, kerusakan, dan kesalahan dalam operasi
- b. Menjaga kondisi operasi suatu peralatan berada pada kondisi aman
- c. Menekan biaya produksi serendah mungkin
- d. Menjaga kualitas produk yang baik dan sesuai dengan standart yang ditetapkan
- e. Membantu mempermudah pengoperasian alat
- f. Lebih menjamin keselamatan dan efisiensi kerja

Sistem pengontrolan variabel proses yang digunakan dapat bekerja secara otomatis atau secara manual. Hal ini tergantung dari kebutuhan proses, disamping pertimbangan dari segi ekonomis.

Alat-alat control yang banyak digunakan dalam bidang industri:

1. Pengatur suhu (temperature)
  - a. Temperature controller



- Fungsi: untuk mengendalikan dan mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta
- b. Temperature indicator  
Fungsi: untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat tersebut
- c. Temperature indicator controller  
Fungsi: untuk mencatat dan mengendalikan temperatur operasi
- 2. Pengatur tekanan (pressure)
  - a. Pressure controller  
Fungsi: untuk mengendalikan tekanan pada alat secara terus menerus sesuai dengan kondisi yang diminta
  - b. Pressure indicator  
Fungsi: untuk mengetahui tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta
  - c. Pressure indicator controller  
Fungsi: untuk mencatat dan mengendalikan tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan kondisi yang diminta.
- 3. Pengatur aliran (flow)
  - a. Flow recorder  
Fungsi: untuk mencatat dan mengatur debit aliran dalam alat secara terus menerus
  - b. Flow recorder controller  
Fungsi: untuk mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus menerus
- 4. Pengatur tinggi cairan (level)
  - a. Level indicator  
Fungsi: untuk mengetahui tinggi cairan dalam suatu alat
  - b. Level controller  
Fungsi: untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi atau kurang dari batas yang ditentukan
  - c. Level indicator controller



Fungsi: untuk mencatat dan mengatur serta mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat.

Alat kontrol manual dapat mengatur harga variabel proses dengan mencatat saja. Sedangkan alat kontrol otomatis akan bekerja secara otomatis dalam mengontrol dan mengatur variabel proses.

Adanya beberapa bagian instrumentasi adalah:

1. Primary element/sensing element: bagian alat kontrol yang dapat merasakan perubahan harga variabel yang diukur
2. Element pengukur: elemen yang dapat menerima pengeluaran dari primary element dan melakukan pengukuran. Yang termasuk dalam hal ini adalah petunjuk (indicator) dan pencatat (recorder)
3. Element pengontrol: element yang dapat menunjukkan perubahan harga dari variabel yang dibaca dan diukur oleh elemen pengukur. Untuk pengaturan sumber mekanik maupun elektrik sesuai dengan perubahan-perubahan yang terjadi
4. Element akhir: bagian dari sistem yang berfungsi untuk mengubah masukan ke dalam proses sehingga variabel yang diukur tetap berada pada nilai yang diinginkan

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah:

1. Sensitivity
2. Readability
3. Accuracy
4. Precision
5. Faktor-faktor ekonomi
6. Bahan konstruksi dan pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi tertentu

Alat-alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam, untuk itu diperlukan kriteria yang akan digunakan pada pabrik etilen glikol yaitu:



1. Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan
2. Suku cadang mudah diperoleh
3. Mudah dalam pengoperasian
4. Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai

Sistem pengontrolan yang dipasang pada peralatan pabrik etilen glikol sebagai berikut:

### VIII.2 Jenis-Jenis Alat Kontrol pada Pabrik Etilen Glikol

**Tabel 8.1** Sistem Pengontrolan pada Pabrik

| No. | Nama Alat      | Kode Alat               | Instrumentasi  |
|-----|----------------|-------------------------|--|
| 1.  | Reaktor EO     | R-110                   | Temperature controller<br>Pressure Indicator   |
| 2.  | Heat exchanger | E-122                   | Temperature controller   |
| 3.  | Absorber       | D-120                   | Level indicator  |
| 4.  | Stripper       | D-130                   | Level indicator  |
| 5.  | Heater         | E-114<br>E-211          | Temperature controller   |
| 6.  | Cooler         | E-121                   | Temperature controller   |
| 7.  | Reaktor EG     | R-210                   | Temperature controller<br>Pressure Indikator   |
| 8.  | Evaporator     | D-220                   | Flow controller<br>Level controller  |
| 9.  | Kolom MEG      | D-230                   | Flow controller<br>Pressure controller<br>Temperature controller<br>Level controller |
| 10. | Kolom DEG      | D-240                   | Flow controller<br>Pressure controller<br>Temperature controller<br>Level controller |
| 11. | Reboiler       | E-242<br>E-252<br>E-255 | Flow controller  |

## **BAB IX**

### **PENGOLAHAN LIMBAH**

Dalam pabrik etilen glikol, limbah yang dihasilkan yaitu gas CO<sub>2</sub>. Gas CO<sub>2</sub> ini dimanfaatkan untuk pembuatan alat pemadam api. CO<sub>2</sub> yang bersifat mendinginkan atau menurunkan suhu bahan yang terbakar, hal ini dimanfaatkan untuk membuat alat pemadam api. Karakteristik alat pemadam api gas CO<sub>2</sub> ini meliputi gas CO<sub>2</sub> ditekan pada 800 – 900 psi pada temperatur 88°F (suhu ruang) karena pada temperatur di bawah 88°F, gas CO<sub>2</sub> berbentuk cairan, Berat gas CO<sub>2</sub> ini 1,5 kali lebih berat dari udara, sifat Gas CO<sub>2</sub> ialah tidak berwarna, tidak berbau, tidak beracun, dan tidak dapat terbakar. Karena pengembangan gas CO<sub>2</sub> tergantung kepada temperatur setempat dan alat pemadam ini tidak baik digunakan memadamkan api pada ruangan tertutup atau sempit dan akan berakibat berat gas akan menutup udara sehingga mengurangi unsur pembakaran pada pernapasan, karena pengembangan mengikuti temperatur setempat maka suhu pada ruangan tersebut sangat tinggi akibat penjarangan panasnya api, sehingga kemungkinan ruang tersebut dapat meledak. Karena cepatnya pengembangan dari bentuk cairan menjadi gas ketika CO<sub>2</sub> meninggalkan corong, maka 30% dari cairan akan menghasilkan salju padat atau es kering (*solid snow or dry ice*), Gas yang keluar dari corong hanya sebesar  $\pm 80\%$  sedang 20% lainnya tertinggal pada selang pemancar, corong dan lain lain. Jenis pancaran yang dihasilkan ialah pancaran *Fog Stream* dengan jarak pancaran  $\pm 3$  s.d 8 *feet*, lama pancaran  $\pm 8$  s.d 10 detik dan sangat efektif digunakan untuk memadamkan api kelas B dan kelas C.

Untuk kelas B, dapat digunakan untuk memadamkan api yang membakar kain, kayu, dan kertas. Sedangkan kelas kebakaran C media yang dapat menyebabkan kebakaran karena api yaitu gas, bahan kimia, dan listrik. Dengan bahan CO<sub>2</sub>, alat pemadam api ketika diarahkan dapat menyala panas dan sekaligus mendinginkan. Alat pemadam api dengan bahan CO<sub>2</sub> sangat



cocok untuk memadamkan api yang terjadi akibat korsleting listrik karena bersih dan aman untuk listrik.

Alat pemadam api dengan bahan  $\text{CO}_2$  ketika disemprotkan memiliki suhu yang rendah ( $-50^\circ\text{C}$ ). Disarankan jangan sampai terkena manusia ketika menyemprotkan karena memiliki suhu minus yang memungkinkan dapat membekukan urat-urat dan saraf-saraf. Alat pemadam api ini tidak berbahaya terhadap tumbuhan.

Keuntungan alat pemadam api dengan bahan  $\text{CO}_2$ , yaitu:

1. Dapat digunakan memadamkan kebakaran kelas B dan C karena merupakan bahan gas,  $\text{CO}_2$  tidak merusak, dengan daya guna yang efektif dan bersih.
2. Sangat efisien serta efektif digunakan dalam ruangan seperti kantor, lab dan ruangan lainnya.
3. Karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ) dapat menyerap panas dan sekaligus mendinginkan.
4. Konstruksi tabung dirancang khusus untuk menahan tekanan tinggi dan dilengkapi dengan selang yang panjang dengan *nozzle* yang berbentuk corong.
5. Tidak berbahaya terhadap tumbuhan dan hewan.
6. Suhu yang rendah ( $-50^\circ\text{C}$ ) mungkin membekukan urat dan saraf manusia. Maupun manusia yang terjangkit penyakit seperti asma, akan lemas oleh  $\text{CO}_2$ .
7. Sangat cocok untuk memadamkan api yang terjadi akibat korsleting listrik, karena bersih dan aman untuk alat listrik khususnya.

## **BAB X**

### **KESIMPULAN**

Dari hasil perhitungan dan perencanaan “Pabrik Etilen Glikol dari Etilen dengan Proses Oksidasi Langsung dengan Udara Dilanjutkan Hidrolisis Etilen Oksida” dapat diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Rencana Operasi

Pabrik Sodium Nitrat ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari operasi/tahun dan 24 jam/hari.

2. Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi pabrik sodium nitrat ini sebesar 90.000 ton/tahun.

3. Produk

Produk yang dihasilkan adalah etilen glikol sebesar 72%

4. Utilitas

Kebutuhan utilitas pada pabrik Trinatrium Phosphate ini sebagian besar berasal dari air (*water treatment*) yang digunakan untuk :

|                 |              |                      |
|-----------------|--------------|----------------------|
| - Air sanitasi  | = 43.200     | m <sup>3</sup> /hari |
| - Air boiler    | = 19,925     | m <sup>3</sup> /hari |
| - Air pendingin | = 5.017,176  | m <sup>3</sup> /hari |
| - Air proses    | = 2.129,057  | m <sup>3</sup> /hari |
| Total           | = 50.366,158 | m <sup>3</sup> /hari |

5. Limbah yang dihasilkan

- Limbah gas : gas CO<sub>2</sub> hasil reaksi samping etilen dan oksida

## DAFTAR NOTASI

| No | Notasi          | Keterangan             | Satuan                           |
|----|-----------------|------------------------|----------------------------------|
| 1  | m               | massa                  | kg                               |
| 2  | BM              | Berat molekul          | g/gmol                           |
| 3  | T               | Suhu                   | °C/°F/K                          |
| 4  | cp              | Heat Capacity          | kkal/kg°C                        |
| 5  | $\Delta H_f$    | Enthalpy pembentukan   | kkal/kmol                        |
| 6  | $\Delta H_f$    | Enthalpy product       | kkal                             |
| 7  | H               | Enthalpy               | kkal                             |
| 8  | H <sub>v</sub>  | Enthalpy vapor         | kkal/kg                          |
| 9  | H <sub>l</sub>  | Enthalpy liquid        | kkal/kg                          |
| 10 | Q               | Panas                  | kkal                             |
| 11 | $\rho$          | Densitas               | gram/cm <sup>3</sup>             |
| 12 | $\eta$          | Efisiensi              | %                                |
| 13 | $\mu$           | Viskositas             | cP                               |
| 14 | D               | Diameter               | in                               |
| 15 | H               | Tinggi                 | in                               |
| 16 | P               | Tekanan                | atm                              |
| 17 | R               | Jari-jari              | in                               |
| 18 | T <sub>s</sub>  | Tebal tangki           | in                               |
| 19 | c               | Faktor Korosi          | -                                |
| 20 | E               | Efisiensi sambungan    | -                                |
| 21 | Th              | Tebal head             | in                               |
| 22 | $\Sigma F$      | Total friksi           | -                                |
| 23 | H <sub>c</sub>  | Sudden contraction     | ft.lbf/lbm                       |
| 24 | F <sub>f</sub>  | Friction loss          | ft.lbf/lbm                       |
| 25 | h <sub>ex</sub> | Sudden expansion       | ft.lbf/lbm                       |
| 26 | G <sub>c</sub>  | Gravitasi              | lbm.ft/lbf.s <sup>2</sup>        |
| 27 | A               | Luas perpindahan panas | ft <sup>2</sup>                  |
| 28 | A               | Area aliran            | ft <sup>2</sup>                  |
| 29 | B               | Baffle spacing         | in                               |
| 30 | f               | Faktor friksi          | ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup> |
| 31 | G               | Massa velocity         | lb/(hr)(ft <sup>2</sup> )        |

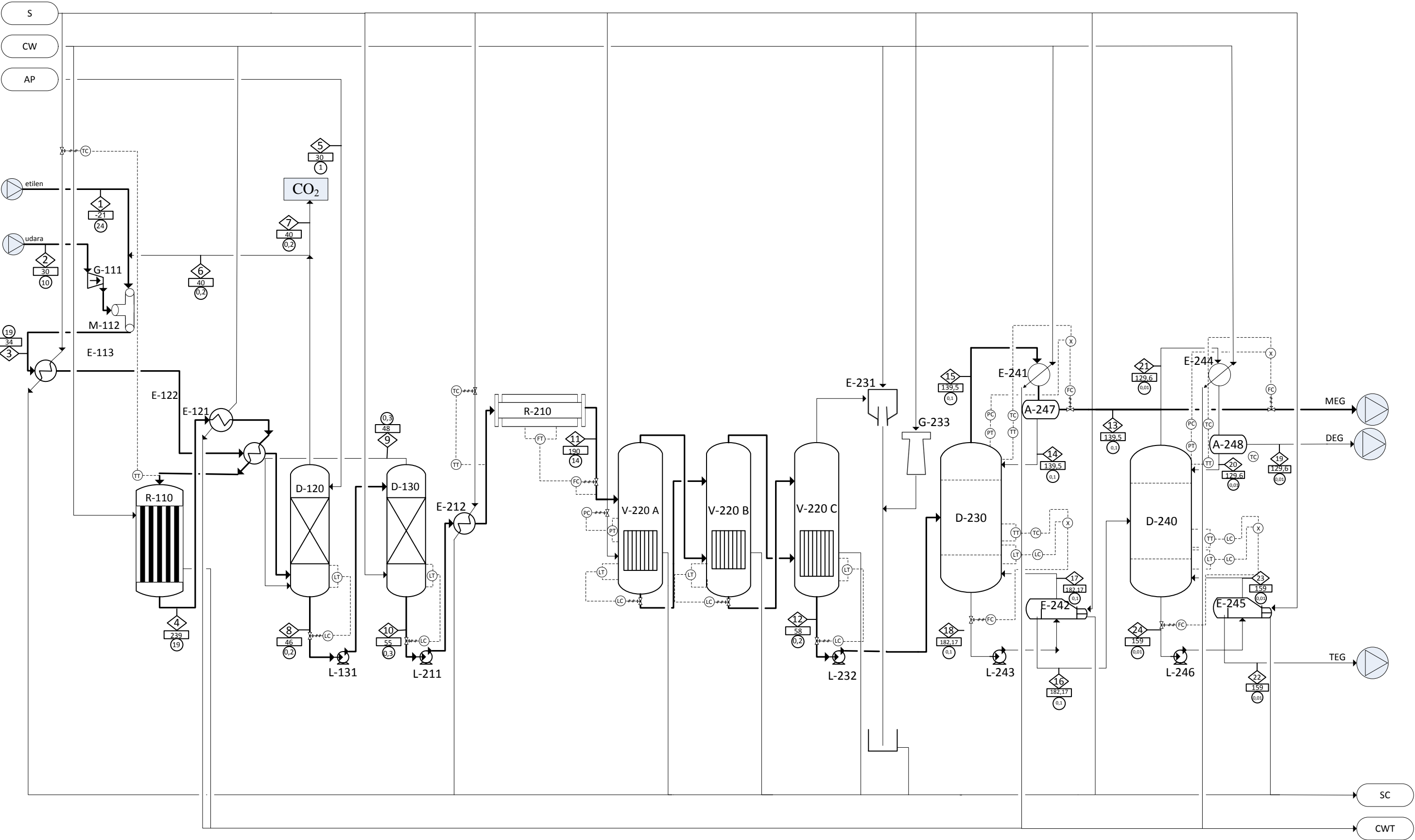


|    |          |                        |                                   |
|----|----------|------------------------|-----------------------------------|
| 32 | $h_{ex}$ | Sudden expansion       | ft.lbf/lbm                        |
| 33 | gc       | Gravitasi              | lbm.ft/lbf.s <sup>2</sup>         |
| 34 | A        | Luas perpindahan panas | ft <sup>2</sup>                   |
| 35 | a        | Area aliran            | ft <sup>2</sup>                   |
| 36 | B        | Baffle spacing         | in                                |
| 37 | F        | Faktor friksi          | ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup>  |
| 38 | G        | Massa velocity         | lb/(hr)(ft <sup>2</sup> )         |
| 39 | k        | Thermal conductivity   | Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F/ft) |
| 40 | qf       | Debit fluida           | cuft/s                            |
| 41 | L        | Panjang shell course   | in                                |
| 42 | n        | Jumlah course          | -                                 |

## DAFTAR PUSTAKA


- Brownell, Lloyd E. . 1959. *Process Equipment Design Vessel Design*. New York.
- Coulson, J.M. . 2005. *Chemical Engineering Design 4th Edition*. Oxford.
- Faith, K. A. (1975). *Industrial Chemicals*. Canada: A Willey-International Publication.
- Geankoplis, Christie J. . 1993. *Transport Processes and Unit Operations 3th Edition*. Minnesota.
- Kern, D.Q., 1950. *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill.
- Kirk, R.E. dan Othmer, D.F. 1967. *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*, volume1. New York:John Wiley and Sons Inc.
- Levenspiel, Octave. 1999. *Chemical Reaction Engineering 3th Edition*. Oregon.
- Ludwig, Ernest E. . 1999. *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*.United States.
- McCabe, Warren L. . 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering 5th Edition*. United States.
- McKetta, J. J., & Cunningham, W. A. (1977). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. New York: Marcel Dekker.Inc.
- Perry, Robert H. . 2008. *Perry Chemical Engineers Handbook 8th Edition*. Kansas.
- Kern, Donald Q. . 1965. *Process Heat Transfer*. New York.
- Treybal, R. E., 1980. *Mass Transfer Operation*. Singapore: McGraw-Hill.
- Ullmann. (2003). *Ullmann's Encyclopeda of Industrial Chemistry*. New York: John Willey & Sons, Inc.
- Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process*.
- Wallas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, 3<sup>th</sup> ed. Butterworths series in chemical engineering, USA.

PABRIK ETILEN GLIKOL DARI ETILEN DENGAN PROSES OKSIDASI LANGSUNG DENGAN UDARA DILANJUTKAN HIDROLISIS ETILEN OKSIDA

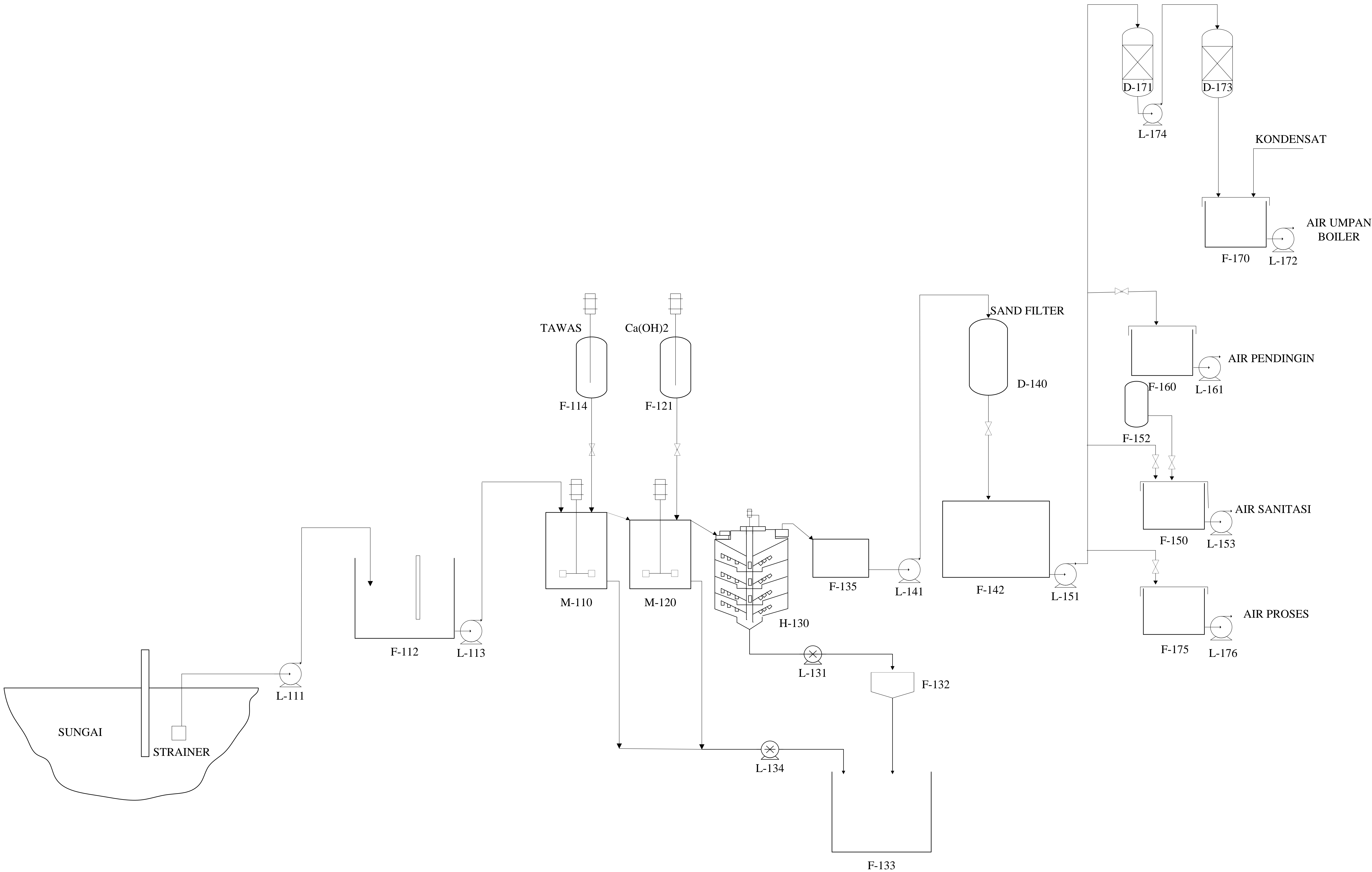


|    |       |                      |   |
|----|-------|----------------------|---|
| 26 | A-248 | Akumulator           | 1 |
| 25 | A-247 | Akumulator           | 1 |
| 24 | L-246 | Pompa                | 1 |
| 23 | E-245 | Reboiler             | 1 |
| 22 | E-244 | Kondensor            | 1 |
| 21 | D-240 | Kolom DEG            | 1 |
| 20 | L-243 | Pompa                | 1 |
| 19 | E-242 | Reboiler             | 1 |
| 18 | E-241 | Kondensor            | 1 |
| 17 | D-230 | Kolom MEG            | 1 |
| 16 | G-233 | Jet Ejector          | 1 |
| 15 | L-232 | Pompa                | 1 |
| 14 | E-231 | Barometric Condensor | 1 |
| 13 | V-220 | Evaporator           | 3 |
| 12 | R-210 | Reaktor EG           | 1 |
| 11 | E-212 | Heater               | 1 |
| 10 | L-211 | Pompa                | 1 |
| 9  | D-130 | Stripper             | 1 |
| 8  | L-131 | Pompa                | 1 |
| 7  | D-120 | Absorber             | 1 |
| 6  | E-122 | Heat Exchanger       | 1 |
| 5  | E-121 | Cooler               | 1 |
| 4  | R-110 | Reaktor EO           | 1 |
| 3  | E-113 | Heater               | 1 |
| 2  | M-112 | Mixing Tee           | 1 |
| 1  | G-111 | Blower               | 1 |


| No.        | Kode Peralatan      | Nama Alat | Jumlah                |
|------------|---------------------|-----------|-----------------------|
| Keterangan |                     |           |                       |
| S          | Steam               |           | Tekanan               |
| CW         | Cooling Water       |           | Nomor aliran          |
| C          | Condensate          |           | Flow Controller       |
| AP         | Air                 |           | Temperatur Controller |
| CTW        | Cooling Water Tower |           | Level Controller      |
|            | Suhu                |           | Pressure Controller   |

|   |                                     |                                      |
|---|-------------------------------------|--------------------------------------|
|  | DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI    |                                      |
|   | FAKULTAS VOKASI                     |                                      |
|   | INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER |                                      |
| PABRIK ETILEN GLIKOL DARI ETILEN DENGAN PROSES OKSIDASI LANGSUNG                      |                                     |                                      |
| DENGAN UDARA DILANJUTKAN HIDROLISIS ETILEN OKSIDA                                     |                                     |                                      |
| Dikerjakan oleh :   |                                     |                                      |
| NAMA/ NRP :   |                                     | TATIK GUSTI WULANNANDRI/ 2314030004  |
|   |                                     | FIKHA ARDIANI/2314030032             |
|   |                                     |                                      |
| DOSEN   |                                     |                                      |
| PEMBIMBING  |                                     | Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd |

| Komponen                                      | Neraca Massa (kg/hari) |               |               |               |               |               |             |               |               |               |               |             |           |             |             |        |             |             |         |        |         |           |         |           |
|---|------------------------|---------------|---------------|---------------|---------------|---------------|-------------|---------------|---------------|---------------|---------------|-------------|-----------|-------------|-------------|--------|-------------|-------------|---------|--------|---------|-----------|---------|-----------|
|   | Nomor Aliran           |               |               |               |               |               |             |               |               |               |               |             |           |             |             |        |             |             |         |        |         |           |         |           |
|   | 1                      | 2             | 3             | 4             | 5             | 6             | 7           | 8             | 9             | 10            | 11            | 12          | 13        | 14          | 15          | 16     | 17          | 18          | 19      | 20     | 21      | 22        | 23      | 24        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>                 | 193.051,186            | -             | 1.705.399,167 | 1.512.347,981 | -             | 1.512.347,981 | -           | -             | -             | -             | -             | -           | -         | -           | -           | -      | -           | -           | -       | -      | -       | -         | -       | -         |
| CH <sub>4</sub>                               | 38,630                 | -             | 649.675,873   | 77,184        | -             | 426.317,308   | -           | -             | -             | -             | -             | -           | -         | -           | -           | -      | -           | -           | -       | -      | -       | -         | -       | -         |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>                 | 57,944                 | -             | 77,184        | 115,776       | -             | 77,184        | -           | -             | -             | -             | -             | -           | -         | -           | -           | -      | -           | -           | -       | -      | -       | -         | -       | -         |
| O <sub>2</sub>                                | -                      | 223.358,565   | 115,776       | 426.317,308   | -             | 115,776       | -           | -             | -             | -             | -             | -           | -         | -           | -           | -      | -           | -           | -       | -      | -       | -         | -       | -         |
| N <sub>2</sub>                                | -                      | 840.253,650   | 1.672.300,716 | 1.672.300,716 | -             | 1.672.300,716 | -           | -             | -             | -             | -             | -           | -         | -           | -           | -      | -           | -           | -       | -      | -       | -         | -       | -         |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O               | -                      | -             | -             | 241.192,168   | -             | -             | -           | 2.411.921,679 | 2.170.729,511 | 241.192,168   | -             | -           | -         | -           | -           | -      | -           | -           | -       | -      | -       | -         | -       | -         |
| CO <sub>2</sub>                               | -                      | -             | -             | 124.347,962   | -             | -             | -           | 124.347,962   | -             | -             | -             | -           | -         | -           | -           | -      | -           | -           | -       | -      | -       | -         | -       | -         |
| H <sub>2</sub> O                              | -                      | -             | -             | 50.869,621    | 2.119.859,890 | -             | -           | 2.170.729,511 | -             | 2.170.729,511 | 2.077.980,159 | 161,088     | 8,949     | 73,715      | 1.416,116   | -      | 1.416,116   | 1.416,116   | 0,000   | -      | -       | -         | -       | -         |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | -                      | -             | -             | -             | -             | -             | -           | -             | -             | -             | 299.690,039   | 299.690,039 | 4.833,710 | 137.133,080 | 436.823,119 | 0,000  | 436.823,119 | 436.823,120 | 190,083 | 0,000  | 0,001   | -         | 0,001   | 0,001     |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | -                      | -             | -             | -             | -             | -             | -           | -             | -             | -             | 32.771,438    | 32.771,438  | 307,371   | 74,982      | 32.656,297  | 1,794  | 32.656,297  | 32.846,420  | 14,795  | 86,983 | 277,066 | 0,040     | 277,066 | 277,106   |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | -                      | -             | -             | -             | -             | -             | -           | -             | -             | -             | 1.480,043     | 1.480,043   | -         | -           | -           | 9,863  | -           | 1.480,043   | -       | 6,770  | 21,565  | 1.464,684 | 21,565  | 1.486,249 |
| Total   | 193.147,760            | 1.063.612,215 | 4.027.568,715 | 4.027.568,715 | 2.119.859,890 | 3.611.158,964 | 124.347,962 | 4.582.651,189 | 2.170.729,511 | 2.411.921,679 | 2.411.921,679 | 334.102,608 | 5.150,031 | 137.281,777 | 470.895,532 | 11,657 | 470.895,532 | 472.565,698 | 204,878 | 93,753 | 298,631 | 1.464,724 | 298,631 | 1.763,355 |



|     |                |                                |        |
|-----|----------------|--------------------------------|--------|
| 29  | L-176          | Pompa 6                        | 1      |
| 28  | F-175          | Tangki Penampung Air proses    | 1      |
| 27  | L-174          | Pompa 5                        | 1      |
| 26  | D-173          | Anion Exchanger                | 1      |
| 25  | L-172          | Pompa Air Umpan Boiler         | 1      |
| 24  | D-171          | Kation Exchanger               | 1      |
| 23  | F-170          | Tangki Penmpung Air Reboiler   | 1      |
| 22  | L-161          | Pompa Air Pendingin            | 1      |
| 21  | F-160          | Tangki Penampung Air Pendingin | 1      |
| 20  | L-153          | Pompa Air Sanitasi             | 1      |
| 19  | F-152          | Tangki Disinfektan             | 1      |
| 18  | F-151          | Pompa Air Jernih               | 1      |
| 17  | F-150          | Tangki penampung Air sanitasi  | 1      |
| 16  | F-142          | Bak Penampung Air Jernih       | 1      |
| 15  | L-141          | Pompa 4                        | 1      |
| 14  | D-140          | Sand Filter                    | 1      |
| 13  | F-135          | Tangki Penampung               | 1      |
| 12  | L-134          | Pompa 3                        | 1      |
| 11  | F-133          | Drying Bed                     | 1      |
| 10  | F-132          | Bak Penampung Lumpur           | 1      |
| 9   | F-131          | Pompa 2                        | 1      |
| 8   | H-130          | Clarifier                      | 1      |
| 7   | F-121          | Tangki Penampung Ca(OH)2       | 1      |
| 6   | M-120          | Tangki Flokulasi               | 1      |
| 5   | F-114          | Tangki Penampung Tawas         | 1      |
| 4   | L-113          | Pompa 1                        | 1      |
| 3   | F-112          | Bak Penampung Air Sungai       | 1      |
| 2   | L-111          | Pompa Air Sungai               | 1      |
| 1   | M-110          | Tangki Koagulasi               | 1      |
|     |                |                                |        |
| No. | Kode Peralatan | Nama Alat                      | Jumlah |

|   |  |  |  |
|---|--|--|--|
|  |  | DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI<br>FAKULTAS VOKASI<br>INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER                               |  |
|   |  | PABRIK ETILEN GLIKOL DARI ETILEN<br>DENGAN PROSES OKSIDASI LANGSUNG DENGAN UDARA<br>DILANJUTKAN HIDROLISIS ETILEN OKSIDA |  |
| Dikerjakan oleh :   |  |  |  |
| NAMA/ NRP :   |  | TATIK GUSTI WULANNDARI/2314030004<br>FIKHA ARDIANI/2314030032  |  |
| DOSEN   |  |  |  |
| PEMBIMBING  |  | Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd.  |  |

## APPENDIKS A

### PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Pabrik : 90.000 ton etilen glikol/tahun  
 : 300 ton etilen glikol/hari  
 : 300.000 kg etilen glikol/hari  
 Operasi : 300 hari/tahun; 24 jam/hari  
 Satuan massa : kg  
 Satuan waktu : 1 hari

Untuk kapasitas pabrik etilen glikol 300.000 kg per hari dibutuhkan bahan baku etilen sebanyak 193.051,186 kg dan udara sebanyak 1.063.612,215 kg. Data berat molekul per komponen sebagai berikut:

**Tabel A.1** Berat Molekul Komponen

| Komponen                        | Berat molekul |
|---------------------------------|---------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>   | 28            |
| O <sub>2</sub>                  | 32            |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O | 44            |
| CO <sub>2</sub>                 | 44            |
| H <sub>2</sub> O                | 18            |
| N <sub>2</sub>                  | 28            |
| CH <sub>4</sub>                 | 16            |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 30            |
| MEG                             | 62            |
| DEG                             | 106           |
| TEG                             | 150           |

Data komposisi bahan baku sebagai berikut:

**Tabel A.2** Komposisi etilen

| Komponen                      | Massa              | Fraksi massa   |
|-------------------------------|--------------------|----------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | 193.051,186        | 99,95%         |
| CH <sub>4</sub>               | 38,630             | 0,02%          |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 57,944             | 0,03%          |
| <b>Total</b>                  | <b>193.147,760</b> | <b>100,00%</b> |

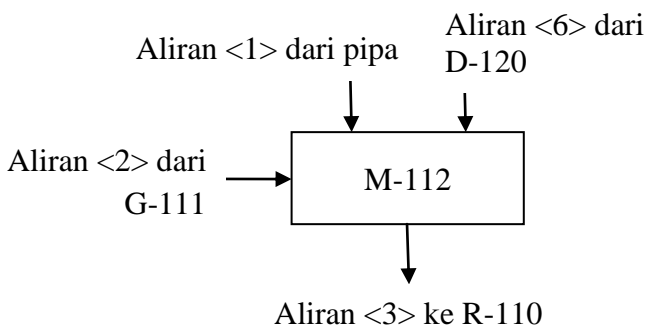
**Tabel A.3** Komposisi udara

| Komponen       | Massa                | Fraksi massa   |
|----------------|----------------------|----------------|
| O <sub>2</sub> | 223.358,565          | 21,00%         |
| N <sub>2</sub> | 840.253,650          | 79,00%         |
| <b>Total</b>   | <b>1.063.612,215</b> | <b>100,00%</b> |

## I. Tahap Penyiapan Bahan Baku

### I.1 *Mixing Tee* (M-112)

Fungsi: sebagai tempat pencampuran etilen dan udara sebelum masuk reaktor etilen oksida (R-110) serta mencampur etilen dan oksigen *recycle* (dari D-120)



Keterangan aliran :

<1> Etilen 99,95%

<2> Udara

<6> Etilen dan udara dari D-120

<3> Campuran etilen dan udara *fresh* dengan etilen dan udara *recycle*

**Tabel A.4** Komposisi *recycle* etilen dan udara dari absorber (D-120)

| Aliran <6> ke M-112           |                      |
|-------------------------------|----------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | 1.512.347,981        |
| O <sub>2</sub>                | 426.317,308          |
| CH <sub>4</sub>               | 38,554               |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 57,832               |
| N <sub>2</sub>                | 832.047,066          |
|                               | <b>2.770.808,741</b> |

Recycle ratio : 0,690

**Perbandingan bahan baku**

Etilen : Oksigen = 3 : 1

= 60.907,113 kmol : 20.302,371 kmol

= 1.705.399,167 kg : 649.675,873 kg

**Massa aliran <3>**

|                               |   |             |   |               |   |               |    |
|-------------------------------|---|-------------|---|---------------|---|---------------|----|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | = | 193.051,186 | + | 1.512.347,981 | = | 1.705.399,167 | kg |
| O <sub>2</sub>                | = | 223.358,565 | + | 426.317,308   | = | 649.675,873   | kg |
| CH <sub>4</sub>               | = | 38,630      | + | 38,554        | = | 77,184        | kg |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | = | 57,944      | + | 57,832        | = | 115,776       | kg |
| N <sub>2</sub>                | = | 840.253,650 | + | 832.047,066   | = | 1.342.358,183 | kg |

**Tabel A.5** Neraca massa di *mixing tee* (M-112)

| Masuk                                       | Keluar                                      |
|---|---|
| <b>Aliran &lt;1&gt; dari pipa</b>           | <b>Aliran &lt;3&gt; ke R-110</b>            |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 193.051,186   | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 1.705.399,167 |
| CH <sub>4</sub> 38,630                      | O <sub>2</sub> 649.675,873                  |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> 57,944        | CH <sub>4</sub> 77,184                      |
| 193.147,760                                 | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> 115,776       |
| <b>Aliran &lt;2&gt; dari G-111</b>          | N <sub>2</sub> 1.342.358,183                |
| O <sub>2</sub> 223.358,565                  |   |
| N <sub>2</sub> 840.253,650                  |   |
| 1.063.612,215                               |   |
| <b>Aliran &lt;6&gt; dari D-130</b>          |   |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 1.512.347,981 |   |
| O <sub>2</sub> 426.317,308                  |   |
| CH <sub>4</sub> 38,554                      |   |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> 57,832        |   |
| N <sub>2</sub> 832.047,066                  |   |
| 2.770.808,741                               |   |
| <b>4.027.568,715</b>                        | <b>4.027.568,715</b>                        |

## II. Tahap Pembentukan Etilen Oksida

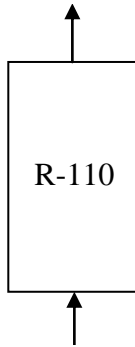
### II.1 Reaktor Etilen Oksida (R-110)

Fungsi: mereaksikan etilen dan oksigen membentuk etilen oksida dengan bantuan katalis perak



## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

Aliran <4> ke D-120



Aliran <3> dari M-112

Keterangan aliran:

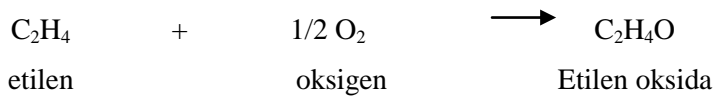
<3> Gas campuran etilen dan udara

<4> Hasil reaksi dalam R-110 yaitu etilen oksida dan produk sampingnya

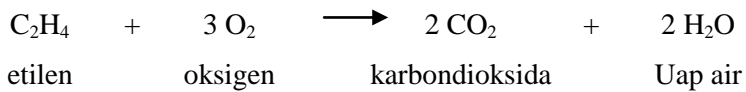
Jenis katalis yang digunakan adalah katalis perak

Konversi reaksi utama : 9%

(PT. Polychem Tbk, 2012)



Konversi reaksi samping: 2,32% (PT. Polychem Tbk, 2012)



**Tabel A.6** Komposisi umpan reaktor etilen oksida (R-110)

| <b>Aliran &lt;3&gt; ke R-110</b> |                      |
|----------------------------------|----------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 1.705.399,167        |
| O <sub>2</sub>                   | 649.675,873          |
| CH <sub>4</sub>                  | 77,184               |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 115,776              |
| N <sub>2</sub>                   | 1.672.300,716        |
|                                  | <b>4.027.568,715</b> |

$$C_2H_4 = \frac{1.705.399,167}{28} = 60.907,113 \text{ kmol}$$

$$O_2 = \frac{649.675,873}{32} = 20.302,371 \text{ kmol}$$

**Reaksi utama :**

|   |                               |   |                    |   |                                 |
|---|-------------------------------|---|--------------------|---|---------------------------------|
|   | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | + | 1/2 O <sub>2</sub> | → | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O |
| M | 60.907,113                    |   | 20.302,371         |   | 0,000                           |
| R | 5.481,640                     |   | 2.740,820          |   | 5.481,640                       |
| S | 55.425,473                    |   | 17.561,551         |   | 5.481,640                       |

**Reaksi samping:**

|   |                               |   |                  |   |                   |   |                    |
|---|-------------------------------|---|------------------|---|-------------------|---|--------------------|
|   | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | + | 3 O <sub>2</sub> | → | 2 CO <sub>2</sub> | + | 2 H <sub>2</sub> O |
| M | 60.907,113                    |   | 20.302,371       |   | 0,000             |   | 0,000              |
| R | 1.413,045                     |   | 4.239,135        |   | 2.826,090         |   | 2.826,090          |
| S | 59.494,068                    |   | 16.063,236       |   | 2.826,090         |   | 2.826,090          |

**Massa aliran <4>**

**Reaksi utama**

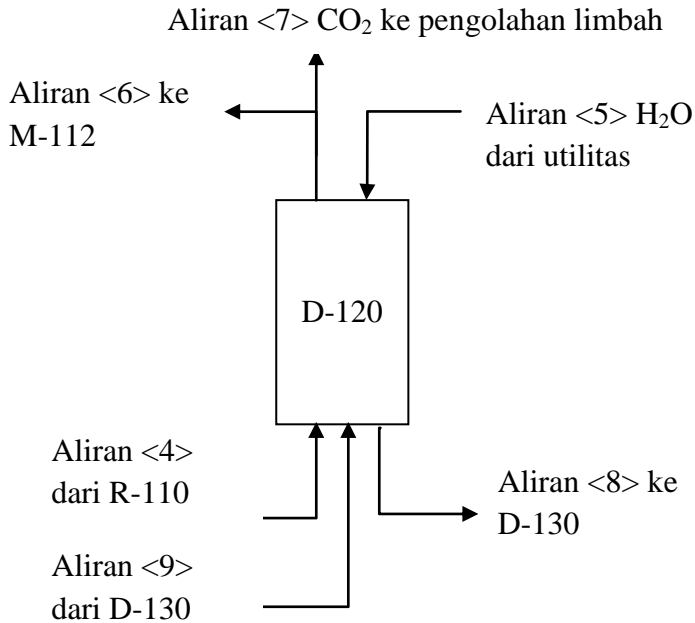
|           |              |               |   |    |   |             |    |
|-----------|--------------|---------------|---|----|---|-------------|----|
| $C_2H_4O$ | =            | 5.481,640     | x | 44 | = | 241.192,168 | kg |
| $CO_2$    | =            | 2.771,274     | x | 44 | = | 124.347,962 | kg |
| $H_2O$    | =            | 2.771,274     | x | 18 | = | 50.869,621  | kg |
|           | Input –      | (60.907,113 – |   |    |   |             |    |
| $C_2H_4$  | = reaksi 1 – | = 5.481,640 – |   | 28 | = | 1.512.348   | kg |
|           | reaksi 2     | 1.413,045)    |   |    |   |             |    |
|           | Input –      | (20.302,371 – |   |    |   |             |    |
| $O_2$     | = reaksi 1 – | = 2.740,820 – |   | 32 | = | 426.371     | kg |
|           | reaksi 2     | 4.239,135)    |   |    |   |             |    |

**Table A.7** Neraca massa di reaktor etilen oksida (R-110)

| <b>Masuk</b>                       |               | <b>Keluar</b>                    |               |
|------------------------------------|---------------|----------------------------------|---------------|
| <b>Aliran &lt;3&gt; dari M-112</b> |               | <b>Aliran &lt;4&gt; ke D-120</b> |               |
| $C_2H_4$                           | 1.705.399,167 | $C_2H_4O$                        | 241.192,168   |
| $O_2$                              | 649.675,873   | $CO_2$                           | 124.347,962   |
| $CH_4$                             | 77,184        | $H_2O$                           | 50.869,621    |
| $C_2H_6$                           | 115,776       | $C_2H_4$                         | 1.512.347,981 |
| $N_2$                              | 1.672.300,716 | $O_2$                            | 426.317,308   |
|                                    |               | $CH_4$                           | 77,184        |
|                                    |               | $C_2H_6$                         | 115,776       |
|                                    |               | $N_2$                            | 1.672.300,716 |
| <b>4.027.568,715</b>               |               | <b>4.027.568,715</b>             |               |

**II.2 Absorber (D-120)**

Fungsi: untuk memisahkan etilen oksida dari produk reaktor (R-110) dengan menggunakan air



Keterangan aliran:

- <4> Produk reaktor R-110
- <5> aliran air dari utilitas
- <6> campuran gas yang tidak terserap oleh air
- <7> gas CO<sub>2</sub>
- <8> campuran etilen oksida dan air
- <9> aliran etilen oksida *recycle*

**Tabel A.8** Komposisi umpan absorber (D-120)

|  |                            |
|--|----------------------------|
| <b>Aliran &lt;4&gt; dari R-110</b>         |                            |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O            | 241.192,168                |
| CO <sub>2</sub>                            | 124.347,962                |
| H <sub>2</sub> O                           | 50.869,621                 |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>              | 1.512.347,981              |
| O <sub>2</sub>                             | 426.317,308                |
| CH <sub>4</sub>                            | 77,184                     |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>              | 115,776                    |
| N <sub>2</sub>                             | 1.672.300,716              |
|  | <hr/> 4.027.568,715        |
| <b>Aliran &lt;5&gt; dari utilitas</b>      |                            |
| H <sub>2</sub> O                           | 2.119.859,890              |
| <b>Aliran &lt;9&gt; recycle dari D-130</b> |                            |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O            | 2.170.729,511              |
|  | <hr/> <b>8.318.158,116</b> |

*Recycle ratio* : 0,290

Asumsi : etilen oksida terserap sempurna oleh air

**Massa aliran <6>**

|                               |   |               |    |
|-------------------------------|---|---------------|----|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | = | 1.512.347,981 | kg |
| O <sub>2</sub>                | = | 426.317,308   | kg |
| CH <sub>4</sub>               | = | 77,184        | kg |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | = | 115,776       | kg |
| N <sub>2</sub>                | = | 1.672.300,716 | kg |

**Massa aliran <7>**

|                 |   |            |    |
|-----------------|---|------------|----|
| CO <sub>2</sub> | = | 124.347,96 | kg |
|-----------------|---|------------|----|

**Massa aliran <8>**

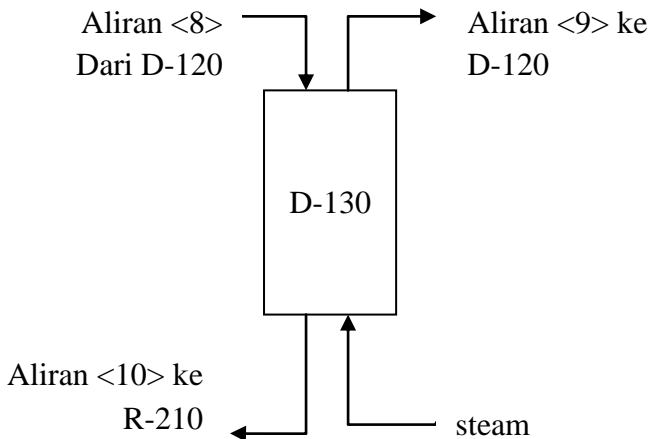
|                                 |   |               |    |
|---------------------------------|---|---------------|----|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O | = | 2.411.921,679 | kg |
| H <sub>2</sub> O                | = | 2.170.729,511 | kg |

**Tabel A.9** Neraca massa di absorber (D-120)

| Masuk                                 |               | Keluar                                 |               |
|---------------------------------------|---------------|--|---------------|
| <b>Aliran &lt;4&gt; dari R-110</b>    |               | <b>Aliran &lt;6&gt; ke M-112</b>       |               |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O       | 241.192,168   | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>          | 1.512.347,981 |
| CO <sub>2</sub>                       | 124.347,962   | O <sub>2</sub>                         | 426.317,308   |
| H <sub>2</sub> O                      | 50.869,621    | CH <sub>4</sub>                        | 77,184        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>         | 1.512.347,981 | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>          | 115,776       |
| O <sub>2</sub>                        | 426.317,308   | N <sub>2</sub>                         | 1.672.300,716 |
| CH <sub>4</sub>                       | 77,184        |  | 3.611.158,964 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>         | 115,776       | <b>Aliran &lt;7&gt; ke unit limbah</b> |               |
| N <sub>2</sub>                        | 1.672.300,716 | CO <sub>2</sub>                        | 124.347,96    |
|                                       | 4.027.568,715 | <b>Aliran &lt;8&gt; ke D-130</b>       |               |
| <b>Aliran &lt;5&gt; dari utilitas</b> |               | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O        | 2.411.921,679 |
| H <sub>2</sub> O                      | 2.119.859,890 | H <sub>2</sub> O                       | 2.170.729,511 |
| <b>Aliran &lt;9&gt; dari D-130</b>    |               |  | 4.582.651,189 |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O       | 2.170.729,511 |  |               |
|                                       | 8.318.158,116 |  | 8.318.158,116 |

### II.3 Stripper (D-130)

Fungsi: untuk memisahkan etilen oksida dari air dengan menggunakan *steam*



## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

Keterangan aliran:

- <8> campuran etilen oksida dan air
- <9> etilen oksida yang terpisah dengan air
- <10> campuran etilen oksida dan air dengan komposisi etilen oksida 10% berat

**Tabel A.10** Komposisi umpan stripper (D-130)

| Aliran <8> ke D-130             |                      |
|---------------------------------|----------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O | 2.411.921,679        |
| H <sub>2</sub> O                | 2.170.729,511        |
|                                 | <b>4.582.651,189</b> |

Di aliran <10> C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>O yang terikut H<sub>2</sub>O sebanyak 10%  
(PT. Polychem Tbk, 2012)

Massa di aliran <10>

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{O} = 0,100 \times 2.411.921,6 = 241.192,168 \quad \text{kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 2.170.729,511 \quad \text{kg}$$

Massa C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>O di aliran <9>

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{O} = 2.411.921,679 - 241.192,168 = 2.170.729,511 \quad \text{kg}$$

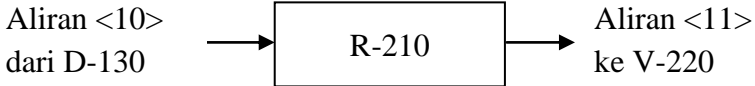
**Tabel A.11** Neraca massa di stripper (D-130)

| Masuk                              |                      | Keluar                            |                      |
|------------------------------------|----------------------|-----------------------------------|----------------------|
| <b>Aliran &lt;8&gt; dari D-120</b> |                      | <b>Aliran &lt;9&gt; ke D-120</b>  |                      |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O    | 2.411.921,679        | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O   | 2.170.729,511        |
| H <sub>2</sub> O                   | 2.170.729,511        | <b>Aliran &lt;10&gt; ke R-210</b> |                      |
|                                    |                      | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O   | 241.192,168          |
|                                    |                      | H <sub>2</sub> O                  | 2.170.729,511        |
|                                    |                      |                                   | <hr/> 2.411.921,679  |
|                                    | <b>4.582.651,189</b> |                                   | <b>4.582.651,189</b> |

### III. Tahap Pembentukan Etilen Glikol

#### III.1 Reaktor Etilen Glikol (R-210)

Fungsi: mereaksikan etilen glikol dan air untuk membentuk etilen glikol

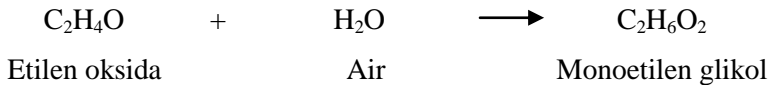


Keterangan aliran:

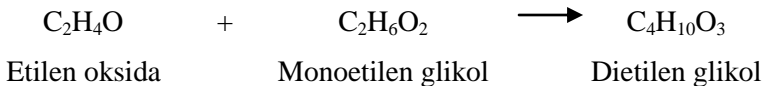
<3> Gas campuran etilen dan udara

<4> Hasil reaksi dalam R-210 yaitu monoetilen glikol, dietilen glikol dari trietilen glikol

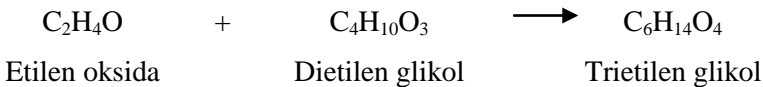
Konversi reaksi utama : 94% (PT. Polychem Tbk, 2012)



Konversi reaksi samping : 97% (PT. Polychem Tbk, 2012)



Konversi reaksi samping: 100% (PT. Polychem Tbk, 2012)



**Tabel A.12** Komposisi umpan reaktor etilen glikol (R-210)

| Aliran <10> ke R-210            |                      |
|---------------------------------|----------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O | 241.192,168          |
| H <sub>2</sub> O                | 2.170.729,511        |
|                                 | <b>2.411.921,679</b> |



## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{O} = \frac{245.458,917}{44} = 5.481,640 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{2.209.130,252}{32} = 120.596,084 \text{ kmol}$$

### Reaksi utama:

|   | $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$ | + | $\text{H}_2\text{O}$ | $\longrightarrow$ | $\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$ |
|---|--------------------------------|---|----------------------|-------------------|----------------------------------|
| M | 5.481,640                      |   | 120.596,084          |                   | 0,000                            |
| R | 5.152,742                      |   | 5.152,742            |                   | 5.152,742                        |
| S | 328,898                        |   | 115.443,342          |                   | 5.152,742                        |

### Reaksi samping:

|   | $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$ | + | $\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$ | $\longrightarrow$ | $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3$ |
|---|--------------------------------|---|----------------------------------|-------------------|-------------------------------------|
| M | 328,898                        |   | 5.152,742                        |                   | 0,000                               |
| R | 319,031                        |   | 319,031                          |                   | 319,031                             |
| S | 9,867                          |   | 4.833,710                        |                   | 319,031                             |

### Reaksi samping:

|   | $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$ | + | $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3$ | $\longrightarrow$ | $\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4$ |
|---|--------------------------------|---|-------------------------------------|-------------------|-------------------------------------|
| M | 9,867                          |   | 319,031                             |                   | 0,000                               |
| R | 9,867                          |   | 9,867                               |                   | 9,867                               |
| S | 0,000                          |   | 309,165                             |                   | 9,867                               |

Massa aliran <11>

$$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2 = 4.833,710 \times 62 = 299.690,039 \text{ kg}$$

$$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 = 309,165 \times 106 = 32.771,438 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4 = 9,867 \times 150 = 1.480,043 \text{ kg}$$

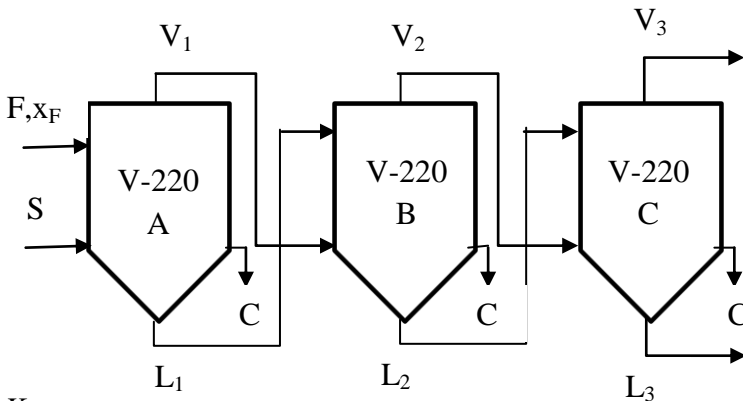
$$\text{H}_2\text{O} = 115.443,342 \times 18 = 2.077.980,159 \text{ kg}$$

**Tabel A.13** Neraca massa di reaktor etilen glikol (R-210)

| Masuk                                       | Keluar   |
|---|--|
| <b>Aliran &lt;10&gt; dari D-130</b>         | <b>Aliran &lt;11&gt; ke V-220</b>                        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O 241.192,168 | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 299.690,039 |
| H <sub>2</sub> O 2.170.730,511              | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 32.771,438 |
|   | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> 1.480,043  |
|   | H <sub>2</sub> O 2.077.980,159                           |
| <b>2.411.921,679</b>                        | <b>2.411.921,679</b>                                     |

### III.2 Evaporator (V-220)

Fungsi : memekatkan monoetilen glikol hingga konsentrasi 90% berat (PT. Polychem Tbk, 2012)



Keterangan aliran:

- F atau <11> : aliran larutan glikol 10% dan air dari R-210
- S : steam yang digunakan
- V<sub>1</sub> : uap air hasil dari V-220 A
- L<sub>1</sub> : larutan glikol pekat hasil dari V-220 A
- C : kondensat hasil dari V-220 A
- V<sub>2</sub> : uap air hasil dari V-220 B
- L<sub>2</sub> : larutan glikol pekat hasil dari V-220 B
- C : kondensat hasil dari V-220 B
- V<sub>3</sub> : uap air hasil dari V-220 C
- L<sub>3</sub> atau <12> : larutan glikol pekat hasil dari V-220 C
- C : kondensat hasil dari V-220 C

**Tabel A.14** Komposisi umpan evaporator (V-220)

| <b>Aliran &lt;11&gt; ke V-220</b> |                      |
|-----------------------------------|----------------------|
| $C_2H_6O_2$                       | 299.690,039          |
| $C_4H_{10}O_3$                    | 32.771,438           |
| $C_6H_{14}O_4$                    | 1.480,043            |
| $H_2O$                            | 2.077.980,159        |
|                                   | <b>2.411.921,679</b> |

Steam yang digunakan mempunyai tekanan 21 kg/cm<sup>2</sup> bersuhu 213,857°C.

Tekanan pada efek ketiga 138 mmHg bersuhu 58,286°C

$$BPR_3 = 1,78 x_3 + 6,22 x_3^2 = 1,78 (0,9) + 6,22 (0,9)^2 = 6,601^\circ C$$

$$T_3 = 58,286 + 6,601 = 64,887^\circ C$$

Neraca massa overall:

$$F = L_3 + V_1 + V_2 + V_3$$

Neraca massa per efek

$$(1) \quad F = L_1 + V_1$$

$$(2) \quad L_1 = L_2 + V_2$$

$$(3) \quad L_2 = L_3 + V_3$$

### **Monoetilen glikol**

$$\begin{aligned}
 F (x_F) &= L_3 (x_3) + (V_1 + V_2 + V_3) (y) \\
 2.411.921,679 &= L_3 (0,9) + (V_1 + V_2 + V_3) (0) \\
 (0,124) &= \\
 299.690,039 &= L_3 (0,9) \\
 L_3 &= 334.102,608 \text{ kg} \\
 (V_1 + V_2 + V_3) &= F - L_3 \\
 &= 2.411.921,679 - 334.102,608 \\
 &= 2.077.819,071 \text{ kg} \\
 \text{Asumsi } V_1 = V_2 = V_3 &= 692.606,357 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

Efek 3:

$$\begin{aligned} L_2 &= L_3 + V_3 \\ &= 334.102,61 + 692.606,36 \\ &= 1.026.708,965 \text{ kg} \end{aligned}$$

Efek 2:

$$\begin{aligned} L_1 &= L_2 + V_2 \\ &= 1.026.708,965 + 692.606,36 \\ &= 1.719.315,322 \text{ kg} \end{aligned}$$

### Menghitung fraksi tiap efek

Efek 1:

$$\begin{aligned} F(x_F) &= L_1(x_1) + V_1(y_1) \\ 2.411.921,679 &= 1.719.315,322(x_1) + V_1(0) \\ (0,124) &= \\ x_1 &= 0,174 \end{aligned}$$

Efek 2:

$$\begin{aligned} L_1(x_1) &= L_2(x_2) + V_2(y_2) \\ 1.719.315,322 &= 1.026.708,965(x_2) + V_2(0) \\ (0,174) &= \\ x_2 &= 0,292 \end{aligned}$$

Efek 3:

$$\begin{aligned} L_2(x_2) &= L_3(x_3) + V_3(y_3) \\ 1.026.708,965 &= 334.102,608(x_3) + V_3(0) \\ (0,292) &= \\ x_3 &= 0,9 \end{aligned}$$

### Dietilen glikol

Efek 1

$$\begin{aligned} F(x_F) &= L_1(x_1) + V_1(y_1) \\ 2.411.921,67 &= 1.719.315,322(x_1) + V_1(0) \\ 9(0,014) &= \\ x_1 &= 0,019 \end{aligned}$$

## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

Efek 2:

$$\begin{aligned}L_1(x_1) &= L_2(x_2) + V_2(y_2) \\1.719.315,32 &= 1.026.708,965 (x_2) + V_2(0) \\2 (0,019) &= \\x_2 &= 0,032\end{aligned}$$

Efek 3:

$$\begin{aligned}L_2(x_2) &= L_3(x_3) + V_3(y_3) \\1.026.708,96 &= 334.102,608 (x_3) + V_3(0) \\5 (0,032) &= \\x_3 &= 0,098\end{aligned}$$

### Trietilen glikol

Efek 1

$$\begin{aligned}F(x_F) &= L_1(x_1) + V_1(y_1) \\2.411.921,679 &= 1.719.315,322 (x_1) + V_1(0) \\(0,001) &= \\x_1 &= 0,001\end{aligned}$$

Efek 2:

$$\begin{aligned}L_1(x_1) &= L_2(x_2) + V_2(y_2) \\1.719.315,322 &= 1.026.708,965 (x_2) + V_2(0) \\(0,001) &= \\x_2 &= 0,001\end{aligned}$$

Efek 3:

$$\begin{aligned}L_2(x_2) &= L_3(x_3) + V_3(y_3) \\1.026.708,965 &= 334.102,608 (x_3) + V_3(0) \\(0,001) &= \\x_3 &= 0,004\end{aligned}$$

### H<sub>2</sub>O

Efek 1

$$\begin{aligned}F(x_F) &= L_1(x_1) + V_1(y_1) \\2.411.921,679 &= 1.719.315,322 (x_1) + 692.606,36 \\(0,862) &= (1)\end{aligned}$$

## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

$$x_1 = 0,806$$

Efek 2:

$$\begin{aligned} L_1(x_1) &= L_2(x_2) + V_2(y_2) \\ 1.719.315,322 &= 1.026.708,965 (x_2) + 692.606,36 \\ (0,806) &= (1) \\ x_2 &= 0,675 \end{aligned}$$

Efek 3:

$$\begin{aligned} L_2(x_2) &= L_3(x_3) + V_3(y_3) \\ 1.026.708,965 &= 334.102,608 (x_3) + 692.606,36 \\ (0,675) &= (1) \\ x_3 &= 0,0005 \end{aligned}$$

### **Neraca massa aliran <12>**

$$BPR_1 = 1,78 x_1 + 6,22 x_1^2 = 1,78 (0,174) + 6,22 (0,174^2) = 0,499^\circ\text{C}$$

$$BPR_2 = 1,78 x_2 + 6,22 x_2^2 = 1,78 (0,292) + 6,22 (0,292^2) = 1,050^\circ\text{C}$$

$$BPR_3 = 1,78 x_3 + 6,22 x_3^2 = 1,78 (0,9) + 6,22 (0,9^2) = 6,601^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \sum \Delta T \text{ available} &= T_{s1} - T_{s3} (\text{saturation}) - (BPR_1 + BPR_2 + BPR_3) \\ &= 213,857 - 58,286 - (0,499 + 1,050 + 6,601) \\ &= 140,820^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$U_1 = 3123 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$U_2 = 1987 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$U_3 = 1136 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_1 &= \sum \Delta T \frac{1/U_1}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2} + \frac{1}{U_3}} \\ \Delta T_1 &= 140,820 \frac{1/3132}{\frac{1}{3132} + \frac{1}{1987} + \frac{1}{1136}} \end{aligned}$$

$$\Delta T_1 = 26,404^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 41,619^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_3 = 72,797^\circ\text{C}$$

## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

Asumsi:

$$\Delta T_1 = 25,9^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 35,920^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_3 = 79^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} T_1 &= T_{s1} - \Delta T_1 \\ &= 213,857 - 25,9 \\ &= 187,957^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_2 &= T_1 - \text{BPR}_1 - \Delta T_2 \\ &= 187,957 - 0,499 - 35,920 \\ &= 151,538^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{s2} &= T_1 - \text{BPR}_1 \\ &= 187,957 - 0,499 \\ &= 187,458^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_3 &= T_2 - \text{BPR}_2 - \Delta T_3 \\ &= 151,538 - 1,050 - 79 \\ &= 71,488^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{s3} &= T_2 - \text{BPR}_2 \\ &= 151,538 - 1,050 \\ &= 150,488^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{s4} &= T_3 - \text{BPR}_3 \\ &= 71,488 - 6,601 \\ &= 64,887^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Efek 1

$$\begin{aligned} T_{s1} &= \\ 213,857^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_1 &= \\ 187,957^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Efek 2

$$\begin{aligned} T_{s2} &= \rightarrow \\ 187,458^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_2 &= \\ 151,538^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Efek 3

$$\begin{aligned} T_{s3} &= \rightarrow \\ 150,488^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$T_3 = 71,488^\circ\text{C}$$

Kondenser

$$\begin{aligned} T_{s4} &= \rightarrow \\ 64,887^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F : \text{cp} &= 4,19 - 2,35x \\ &= 4,19 - 2,35 (0,124) \\ &= 3,898 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1 : \text{cp} &= 4,19 - 2,35x \\ &= 4,19 - 2,35 (0,174) \end{aligned}$$

## *Appendiks A Perhitungan Neraca Massa*

$$\begin{aligned}
 &= 3,780 \text{ kJ/kg.K} \\
 L_2 : cp &= 4,19 - 2,35x \\
 &= 4,19 - 2,35 (0,292) \\
 &= 3,504 \text{ kJ/kg.K} \\
 L_3 : cp &= 4,19 - 2,35x \\
 &= 4,19 - 2,35 (0,9) \\
 &= 2,082 \text{ kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_1 &= H_{s2} + (1,884 \times BPR_1) \\
 &= 2.782 + 0,941 \\
 &= 2.783,307 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \lambda_{s1} &= H_{s1} - h_{s1} \\
 &= 2.797,843 - 915,351 \\
 &= 1.882,492 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_2 &= H_{s3} + (1,884 \times BPR_2) \\
 &= 2.745,96 + 1,977 \\
 &= 2.747,939 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \lambda_{s2} &= H_1 - h_{s2} \\
 &= 2.783,307 - 796,188 \\
 &= 1.987,119 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_3 &= H_{s4} + (1,884 \times BPR_3) \\
 &= 2.618,2 + 12,437 \\
 &= 2.630,633 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \lambda_{s3} &= H_2 - h_{s3} \\
 &= 2.747,939 - 634,224 \\
 &= 2.113,715 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$V_1 = 2.411.922,679,2 - L_1$$

$$V_2 = L_1 - L_2$$

$$V_3 = L_2 - 334.102,608$$

$$L_3 = 334.102,608$$

$$F \text{ cp } (T_F - T_{ref}) + S \lambda_{s1} = L_1 \text{ cp } (T_1 - T_{ref}) + V_1 H_1$$

$$\begin{aligned}
 2.411.922,679,2 (3,898) (190 - 25) &= L_1 (3,780) (187,957 - 25) + \\
 (2.411.922,679,2 - L_1) (2.783,307)
 \end{aligned}$$



## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

$$\begin{aligned}
 L_1 \text{ cp } (T_1 - T_{\text{ref}}) + V_1 \lambda_{s2} &= L_2 \text{ cp } (T_2 - T_{\text{ref}}) + V_2 H_2 \\
 L_1 (3,780) (187,957 - 25) + (2.411.922,679,2 - L_1) (1.987,119) &= \\
 L_2 (3,504) (151,538 - 25) + (L_1 - L_2) (2.747,939) \\
 L_2 \text{ cp } (T_2 - T_{\text{ref}}) + V_2 \lambda_{s3} &= L_3 \text{ cp } (T_3 - T_{\text{ref}}) + V_3 H_3 \\
 L_2 (3,504) (151,538 - 25) + (L_1 - L_2) (2.113,715) &= \\
 334.102,608 (2,082) (71,488 - 25) + (L_2 - 334.102,608) (2.630,633)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_1 &= 1.795.488,735 \text{ kg} \\
 L_2 &= 1.097.540,339 \text{ kg} \\
 L_3 &= 334.102,608 \text{ kg} \\
 S &= 640.207,993 \text{ kg} \\
 V_1 &= 616.432,943 \text{ kg} \\
 V_2 &= 697.948,397 \text{ kg} \\
 V_3 &= 763.437,731 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$q_1 = S \lambda_{s1} = \left( \frac{640.207,993}{3600} \right) (1.882,492 \times 1000) = 334.774.027,483 \text{ W}$$

$$q_2 = V_1 \lambda_{s2} = \left( \frac{616.432,943}{3600} \right) (1.987,119 \times 1000) = 340.257.052,045 \text{ W}$$

$$q_3 = V_2 \lambda_{s3} = \left( \frac{697.948,397}{3600} \right) (2.113,715 \times 1000) = 409.795.520,922 \text{ W}$$

$$A_1 = \frac{q_1}{U_1 \times \Delta T_1} = \frac{334.774.027,483}{3.132 \times 25,9} = 4.127 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{q_2}{U_2 \times \Delta T_2} = \frac{340.257.052,045}{1.987 \times 35,920} = 4.114 \text{ m}^2$$

$$A_3 = \frac{q_3}{U_3 \times \Delta T_3} = \frac{409.795.520,922}{1.136 \times 79} = 4.566 \text{ m}^2$$

$$A_m = 4.269 \text{ m}^2$$

$$\Delta A_1 = \frac{A_m - A_1}{A_m} \times 100\% = \frac{4.269 - 4.127}{4.269} \times 100\% = 3,333\%$$

$$\Delta A_2 = \frac{A_m - A_2}{A_m} \times 100\% = \frac{4.269 - 4.114}{4.269} \times 100\% = 3,625\%$$

$$\Delta A_3 = \frac{A_3 - A_m}{A_m} \times 100\% = \frac{4.566 - 4.269}{4.269} \times 100\% = 6,958\%$$

## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

Karena perbedaan luas  $A_1$ ,  $A_2$ , dan  $A_3$  kurang dari 10% dari luas rata-rata maka asumsi harga  $U$  (koefisien perpindahan panas) memenuhi syarat.

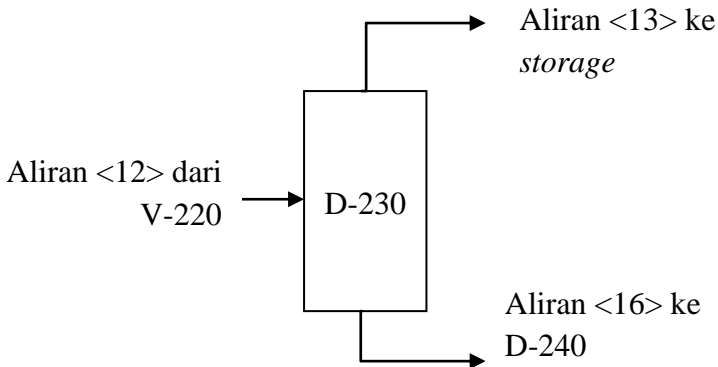
|                |   |             |   |        |   |             |    |
|----------------|---|-------------|---|--------|---|-------------|----|
| $C_2H_6O_2$    | = | 334.102,608 | x | 0,9    | = | 299.690,039 | kg |
| $C_4H_{10}O_3$ | = | 334.102,608 | x | 0,098  | = | 32.771,438  | kg |
| $C_6H_{14}O_4$ | = | 334.102,608 | x | 0,004  | = | 1.480,043   | kg |
| $H_2O$         | = | 334.102,608 | x | 0,0005 | = | 161,088     | kg |

**Tabel A.15** Neraca massa di evaporator (V-220)

| Masuk                               |               | Keluar                            |               |
|-------------------------------------|---------------|-----------------------------------|---------------|
| <b>Aliran &lt;11&gt; dari R-210</b> |               | <b>Aliran &lt;12&gt; ke D-230</b> |               |
| $C_2H_6O_2$                         | 299.690,039   | $C_2H_6O_2$                       | 299.690,039   |
| $C_4H_{10}O_3$                      | 32.771,438    | $C_4H_{10}O_3$                    | 32.771,438    |
| $C_6H_{14}O_4$                      | 1.480,043     | $C_6H_{14}O_4$                    | 1.480,043     |
| $H_2O$                              | 2.077.980,159 | $H_2O$                            | 161,088       |
|                                     |               |                                   | 334.102,608   |
|                                     |               | <b>Aliran uap</b>                 |               |
|                                     |               | $V_1 + V_2 + V_3$                 | 2.077.819,071 |
|                                     | 2.411.921,679 |                                   | 2.411.921,679 |

### III.3 Kolom MEG (D-230)

Fungsi : memisahkan monoetilen glikol dari produk samping



Keterangan aliran:

<12> produk evaporator (V-220)

<13> distilat kolom MEG (D-230) sebagai produk monoetilen glikol

<16> produk bawah kolom MEG (D-230) sebagai produk dietilen glikol dan trietilen glikol

**Tabel A.16** Komposisi umpan kolom MEG (D-230)

| <b>Aliran &lt;12&gt; ke D-230</b>             |             |
|---|-------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 299.690,039 |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.771,438  |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.480,043   |
| H <sub>2</sub> O                              | 161,088     |
|   | 334.102,608 |

### Penentuan titik didih umpan

- Massa umpan yang masuk ke kolom distilasi MEG ini didapatkan dari massa liquida yang keluar evaporator

### Perhitungan tekanan uap (P<sup>o</sup>), konstanta kesetimbangan uap-cairan (K<sub>i</sub>), dan *relative volatility* (α<sub>i</sub>)

Tekanan uap komponen dapat dihitung menggunakan persamaan Antoine (Chopey, 2001):

$$\log_{10} P^o = A - \frac{B}{t + C}$$

Dimana:

A, B, C = konstanta Antoine

P<sup>o</sup> = tekanan uap (mmHg)

t = temperatur (°C)

konstanta kesetimbangan uap-cairan dapat dihitung menggunakan persamaan berikut (Geankoplis, 1993):

$$K_i = \frac{P_i^o}{P}$$

Dimana:

K<sub>i</sub> = konstanta kesetimbangan uap-cairan komponen i

P<sub>i</sub><sup>o</sup> = tekanan uap murni komponen i

P = tekanan operasi

## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

*Relative volatility* dapat dihitung menggunakan persamaan berikut (Geankoplis, 1993):

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$$

Dimana:

$\alpha_i$  = *relativity volatility* komponen i

$K_i$  = konstanta kesetimbangan uap-cair komponen i

$K_c$  = konstanta kesetimbangan uap-cair komponen heavy key

**Tabel A.17** Konstanta Antoine

| Komponen                                      | A       | B       | C       |
|---|---------|---------|---------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 8,0908  | 2088,9  | 203,5   |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 7,6367  | 1939,4  | 162,7   |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 7,6302  | 2156,46 | 165,924 |
| H <sub>2</sub> O                              | 8,07131 | 1730,63 | 233,426 |

Untuk C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>O<sub>2</sub> dan C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>O<sub>3</sub> bersumber dari Lange's Handbook Of Chemistry (Dean, 1999)

Untuk C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>4</sub> bersumber dari MSDS trietilen glikol

Untuk H<sub>2</sub>O bersumber dari DDBST (*Dortmund Data Bank Software & Separation Technology*)

P operasi = 100 mmHg

Triel T = 141,3 °C

Komponen *light key* adalah monoetilen glikol dan *heavy key* adalah dietilen glikol

**Tabel A.18** Penentuan titik didih umpan D-230

| Komponen                                      | log <sub>10</sub> P <sup>o</sup> | P <sup>o</sup> | K <sub>i</sub> | $\alpha_i$ | $\alpha_i x_{12}$ |
|---|----------------------------------|----------------|----------------|------------|-------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 2,033                            | 107,772        | 1,078          | 5,962      | 5,348             |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 1,257                            | 18,076         | 0,181          | 1,000      | 0,098             |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,611                            | 4,084          | 0,041          | 0,226      | 0,001             |
| H <sub>2</sub> O                              | 3,453                            | 2837           | 28,374         | 156,974    | 0,076             |
| <b>Total</b>                                  |                                  |                |                |            | <b>5,523</b>      |

$$K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i x_{i2}} = 0,181$$

Trial sesuai karena  $K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i x_{i2}} = 0,181$  sama dengan konstanta kesetimbangan uap-cairan *heavy key*, sehingga titik didih umpan 141,3 °C

### Menentukan komposisi produk distilasi

**Tabel A.19** Aliran keluar kolom MEG (D-230)

|   |                    |
|---|--------------------|
| <b>Aliran &lt;15&gt; ke storage</b>           |                    |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 299.675,055        |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 163,857            |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,000              |
| H <sub>2</sub> O                              | 161,088            |
|   | <hr/>              |
|   | 300.000,000        |
| <b>Aliran &lt;18&gt; ke D-240</b>             |                    |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 14,985             |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.607,580         |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.480,043          |
| H <sub>2</sub> O                              | 0,000              |
|   | <hr/>              |
|   | 34.102,608         |
|   | <hr/>              |
|   | <b>334.102,608</b> |

### Perhitungan Dew Point (temperatur atas kolom)

P operasi = 100 mmHg

Trial T = 139,5 °C

Komponen *light key* adalah monoetilen glikol dan *heavy key* adalah dietilen glikol

**Tabel A.20** Penentuan *dew point* D-230

| Komponen       | $\log_{10} P^o$ | $P^o$   | $K_i$  | $\alpha_i$ | $\frac{y_{15}}{\alpha_i}$ |
|----------------|-----------------|---------|--------|------------|---------------------------|
| $C_2H_6O_2$    | 2,001           | 100,164 | 1,002  | 6,048      | 0,165                     |
| $C_4H_{10}O_3$ | 1,219           | 16,561  | 0,166  | 1,000      | 0,001                     |
| $C_6H_{14}O_4$ | 0,570           | 3,713   | 0,037  | 0,224      | 0,000                     |
| $H_2O$         | 3,431           | 2695,45 | 26,954 | 162,755    | 3,299,E-06                |
| <b>Total</b>   |                 |         |        |            | <b>0,166</b>              |

$$K_c = \sum \frac{y_{15}}{\alpha_i} = 0,166$$

Trial sesuai karena  $K_c = \sum \frac{y_{15}}{\alpha_i} = 0,166$  sama dengan konstanta kesetimbangan uap-cairan *heavy key*, sehingga *dew point* 139,5°C

**Perhitungan bubble point (temperatur bawah kolom)**

P operasi = 100 mmHg

Trial T = 182,17 °C

Komponen *light key* adalah monoetilen glikol dan *heavy key* adalah dietilen glikol

**Tabel A.21** Penentuan *bubble point* D-230

| Komponen       | $\log_{10} P^o$ | $P^o$   | $K_i$  | $\alpha_i$ | $\alpha_i x_{15}$ |
|----------------|-----------------|---------|--------|------------|-------------------|
| $C_2H_6O_2$    | 2,675           | 472,619 | 4,726  | 4,585      | 0,002             |
| $C_4H_{10}O_3$ | 2,013           | 103,070 | 1,031  | 1,000      | 0,956             |
| $C_6H_{14}O_4$ | 1,435           | 27,237  | 0,272  | 0,264      | 0,011             |
| $H_2O$         | 3,907           | 8074    | 80,742 | 78,337     | 0,000             |
| <b>Total</b>   |                 |         |        |            | <b>0,970</b>      |

$$K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i x_{15}} = 1,031$$

Trial sesuai karena  $K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i x_{15}} = 0,930$  sama dengan konstanta kesetimbangan uap-cair *heavy key*, sehingga *bubble point* 182,17°C

### Perhitungan jumlah *stage* minimum

Persamaan yang digunakan untuk menentukan jumlah *stage* minimum adalah persamaan Fenske (Geankoplis, 1993):

$$N_m = \frac{\log \left[ \frac{x_{LD} D}{x_{HD} D} \right] \left[ \frac{x_{HW} W}{x_{LW} W} \right]}{\log \sqrt{\alpha_{LD} \alpha_{LW}}}$$

Dimana:

- $N_m$  = jumlah *stage* minimum
- $x_{LD} D$  = jumlah massa *light key* (monoetilen glikol) dalam distilat  
= 299.675,055 kg
- $x_{HD} D$  = jumlah massa *heavy key* (dietilen glikol) dalam distilat  
= 163,857 kg
- $x_{HW} W$  = jumlah massa *light key* (monoetilen glikol) dalam produk bawah  
= 32.607,580 kg
- $x_{LW} W$  = jumlah massa *heavy key* (dietilen glikol) dalam distilat  
= 14,985 kg
- $\alpha_{LD}$  =  $\alpha$  *light key* pada distilat = 6,048
- $\alpha_{LW}$  =  $\alpha$  *light key* pada produk bawah = 4,585

Berdasarkan data-data tersebut dapat dihitung  $N_m$  dan didapatkan  $N_m$  sebesar 9,147 = 9 tray

### Perhitungan distribusi komponen

Persamaan yang digunakan untuk menentukan distribusi komponen adalah sebagai berikut:

$$\frac{x_{iD} D}{x_{iW} W} = (\alpha_{i,av})^{N_m} \frac{x_{iHD} D}{x_{iHW} W}$$

$$\alpha_{i,av} = \sqrt{\alpha_{i,D} \alpha_{i,W}}$$

Dimana:

- $x_{HD} D$  = jumlah massa *heavy key* (dietilen glikol) dalam distilat  
= 163,857 kg

## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

- $x_{HW} W$  = jumlah massa *light key* (monoetilen glikol) dalam produk bawah  
 = 32.607,580 kg  
 $x_{iD} D$  = jumlah massa komponen i dalam distilat  
 $x_{iW} W$  = jumlah massa komponen i dalam produk bawah  
 $\alpha_{i,av}$  =  $\alpha$  rata-rata komponen i  
 $Nm$  = jumlah *stage* minimum

**Tabel A.22** Perhitungan  $\frac{x_{iD}D}{x_{iW}W}$  kolom D-230

| Komponen       | $\alpha_{i,av}$ | $(\alpha_{i,av})^{Nm}$ | $\frac{x_{HD}D}{x_{HW}W}$ | $\frac{x_{iD}D}{x_{iW}W}$ |
|----------------|-----------------|------------------------|---------------------------|---------------------------|
| $C_2H_6O_2$    | 5,266           | 3,980,E+06             | 0,005                     | 19999,000                 |
| $C_4H_{10}O_3$ | 1,000           | 1,000                  |                           | 0,005                     |
| $C_6H_{14}O_4$ | 0,243           | 2,43,E-06              |                           | 1,223,E-08                |
| $H_2O$         | 112,915         | 5,990E+18              |                           | 3,010,E+16                |

Membuat neraca massa total untuk komponen i

$$x_{iF} F = x_{iD} D + x_{iW} W$$

(dengan cara substitusi  $x_{iD} D = a \cdot x_{iW} W$  didapatkan  $x_{iD} D$ )



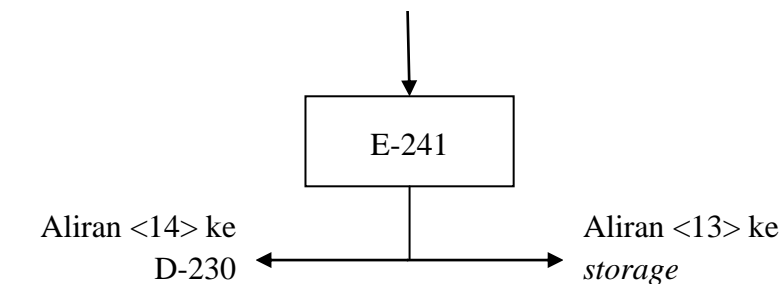
**Tabel A.23** Penentuan distribusi komponen

| Masuk   |             | Keluar  |             |
|---|-------------|---|-------------|
| <b>Aliran &lt;12&gt; dari R-220</b>           |             | <b>Aliran &lt;13&gt; ke storage</b>           |             |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 299.690,039 | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 299.675,055 |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.771,438  | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 163,857     |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.480,043   | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,000       |
| H <sub>2</sub> O                              | 161,088     | H <sub>2</sub> O                              | 161,0881105 |
|   |             |   | 300.000,000 |
|   |             | <b>Aliran &lt;16&gt; ke D-240</b>             |             |
|   |             | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 14,985      |
|   |             | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.607,580  |
|   |             | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.480,043   |
|   |             | H <sub>2</sub> O                              | 0,000       |
|   |             |   | 34.102,608  |
| <b>334.102,608</b>                            |             | <b>334.102,608</b>                            |             |

### III.4 Kondensor (E-241)

Fungsi: mengondensasikan uap dari Kolom MEG (D-230)

Aliran <15> dari D-230



<15> uap yang keluar dari kolom MEG (D-230)

<14> refluks yang dikembalikan ke dalam kolom MEG (D-230)

<13> Hasil distilat dari kolom MEG (D-230)

Banyaknya produk atas yang dikembalikan ke dalam kolom distilasi (refluks) pada aliran <16> dapat diketahui melalui *reflux ratio* (R)

Perhitungan *minimum reflux ratio* (R<sub>m</sub>)

## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

Metode yang digunakan adalah metode singkat Underwood

*Dew point* = 139,5 °C

*Bubble point* = 182,17 °C

*Average temperature* = 160,8°C

P operasi = 100 mmHg

Komponen *light key* adalah monoetilen glikol dan *heavy key* adalah dietilen glikol

**Tabel A.24** Perhitungan nilai K dan  $\alpha$  pada

| Komponen                                      | $\log_{10}P^0$ | $P^0$   | $K_i$  | $\alpha_i$ |
|---|----------------|---------|--------|------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 2,357          | 227,688 | 2,277  | 5,189      |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 1,642          | 43,883  | 0,439  | 1,000      |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1,031          | 10,732  | 0,107  | 0,245      |
| H <sub>2</sub> O                              | 3,682          | 4806    | 48,057 | 109,512    |

Trial  $\theta$

$$1-q = \sum \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Dimana q = 1 karena umpan masuk pada titik didih

Nilai  $\theta$  dapat dicari melalui trial  $\theta$  antara  $\alpha_{LK}$  dan  $\alpha_{HK}$  yaitu antara 1-5,235

**Tabel A.25** Trial nilai  $\theta$  antara 1-5,235

| $\theta$                                      | 1,958       | 1,087  |
|---|-------------|--------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 1,958       | 1,1346 |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | -0,054      | -1,133 |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | -4,220,E-04 | -0,001 |
| H <sub>2</sub> O                              | 0,000       | 0,0005 |
| <b>Total</b>                                  | 1,904       | 0,001  |

Didapatkan nilai  $\theta$  yang mendekati 0 adalah 1,093. Nilai  $\theta$  tersebut digunakan untuk menghitung Rm

$$R_{m+1} = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

**Tabel A.26** Perhitungan ( $R_m + 1$ ) kolom D-230

| Komponen       | $R_m+1$      |
|----------------|--------------|
| $C_2H_6O_2$    | 1,264        |
| $C_4H_{10}O_3$ | -0,006       |
| $C_6H_{14}O_4$ | 0,000        |
| $H_2O$         | 0,001        |
| <b>Total</b>   | <b>1,258</b> |

$$R_m + 1 = 1,258$$

$$\text{Sehingga } R_m = 0,258$$

Perhitungan *reflux ratio* (R)

$$R_{\text{optimum}} = 1,2 - 1,5R_m \text{ (Geankoplis, 1993)}$$

$$R = 1,5 \times R_m$$

$$R = 1,5 \times 0,258$$

$$R = 0,387$$

Diketahui hasil distilat D-230 sebanyak 4.843,946 kmol, sehingga dapat dihitung refluks melalui *reflux ratio*

$$\text{Refluks} = \text{distilat} \times R$$

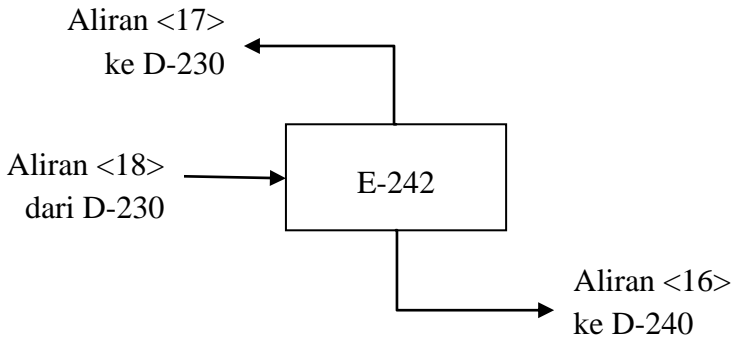
$$\text{Refluks} = 4.843,946 \times 0,387$$

$$\text{Refluks} = 1.872,897 \text{ kmol}$$

**Tabel A.27** Neraca massa di Kondensor (E-241)

| Masuk   |            | Keluar  |             |
|---|------------|---|-------------|
| <b>Aliran &lt;15&gt; dari D-230</b>           |            | <b>Aliran &lt;14&gt; ke D-230</b>             |             |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 415668,875 | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 115.993,820 |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 227,281    | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 63,423      |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1,810,E-05 | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,000       |
| H <sub>2</sub> O                              | 223,440    | H <sub>2</sub> O                              | 62,352      |
|   |            |   | 116.119,595 |
|   |            | <b>Aliran &lt;13&gt; ke storage</b>           |             |
|   |            | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 299.675,055 |
|   |            | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 163,857     |
|   |            | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,000       |
|   |            | H <sub>2</sub> O                              | 161,088     |
|   |            |   | 300.000,000 |
| 416.119,595                                   |            | 416.119,595                                   |             |

### III.5 Reboiler (E-242)



Keterangan aliran:

- <17> hasil produk bawah kolom MEG (D-230) berupa dietilen glikol dan trietilen glikol
- <18> uap yang dikembalikan ke dalam kolom MEG (D-230)
- <16> produk bawah masuk *reboiler* dari kolom MEG (D-230)

Menurut Ludwig (1964), jumlah kmol uap pada bagian stripping yang dikembalikan ke dalam kolom dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$\frac{V_r - V_s}{F} = 1 - q$$

$$V_s = V_r - (F - Fq)$$

Karena  $q = 1$ , maka persamaan menjadi:

$$V_s = V_r$$

Dimana:

$V_s$  = jumlah kmol uap pada bagian *stripping*

$V_r$  = jumlah kmol pada bagian *rectifying*

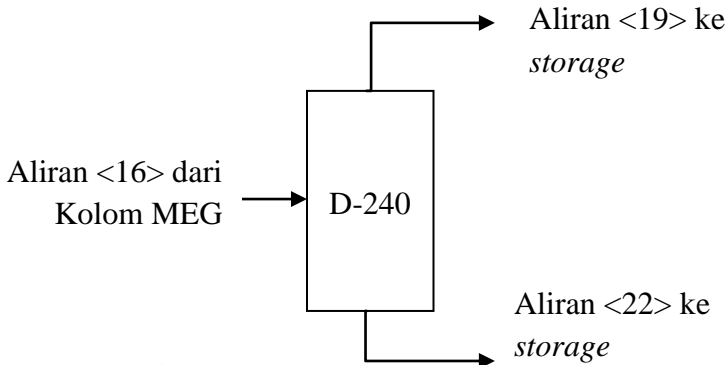
Diketahui  $V_r = 1.873,897 \text{ kmol} = 416.119,595 \text{ kg}$

**Tabel A.28** Neraca massa di Reboiler (E-242)

| Masuk   |             | Keluar  |             |
|---|-------------|---|-------------|
| <b>Aliran &lt;18&gt; dari D-230</b>           |             | <b>Aliran &lt;17&gt; ke D-230</b>             |             |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 415.683,859 | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 415.668,875 |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.834,861  | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 227,281     |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.480,043   | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,000       |
| H <sub>2</sub> O                              | 223,440     | H <sub>2</sub> O                              | 223,440     |
|   |             |   | 416.119,595 |
|   |             | <b>Aliran &lt;16&gt; ke D-240</b>             |             |
|   |             | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 14,985      |
|   |             | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.607,580  |
|   |             | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.480,043   |
|   |             | H <sub>2</sub> O                              | 0,000       |
|   |             |   | 34.102,608  |
| <b>450.222,203</b>                            |             | <b>450.222,203</b>                            |             |

### III.6 Kolom DEG (D-240)

Fungsi :                      memisahkan dietilen glikol dari trietilen glikol



Keterangan aliran:

<16> produk bawah kolom MEG

<19> distilat kolom DEG (D-240) sebagai produk dietilen glikol

<22> produk bawah kolom DEG (D-230) sebagai produk trietilen glikol

**Tabel A.29** Komposisi umpan Kolom MEG (D-230)

| Aliran <16> ke D-240                          |            |
|---|------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 14,985     |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.607,580 |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.480,043  |
|   | 34.102,608 |

### Penentuan titik didih umpan

- Massa umpan yang masuk ke kolom distilasi MEG ini didapatkan dari massa liquida yang keluar evaporator

**Perhitungan tekanan uap (P<sup>o</sup>), konstanta kesetimbangan uap-cairan (K<sub>i</sub>), dan *relative volatility* (α<sub>i</sub>)**

Tekanan uap komponen dapat dihitung menggunakan persamaan Antoine (Chopey, 2001):

$$\log_{10} P^o = A - \frac{B}{t + C}$$

Dimana:

A, B, C = konstanta Antoine

## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

$P^o$  = tekanan uap (mmHg)

$t$  = temperatur ( $^{\circ}\text{C}$ )

konstanta kesetimbangan uap-cairan dapat dihitung menggunakan persamaan berikut (Geankoplis, 1993):

$$K_i = \frac{P_i^o}{P}$$

Dimana:

$K_i$  = konstanta kesetimbangan uap-cairan komponen  $i$

$P_i^o$  = tekanan uap murni komponen  $i$

$P$  = tekanan operasi

*Relative volatility* dapat dihitung menggunakan persamaan berikut (Geankoplis, 1993):

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$$

Dimana:

$\alpha_i$  = *relativity volatility* komponen  $i$

$K_i$  = konstanta kesetimbangan uap-cair komponen  $i$

$K_c$  = konstanta kesetimbangan uap-cair komponen heavy key

**Tabel A.30** Konstanta Antoine

| Komponen                            | A      | B       | C       |
|-------------------------------------|--------|---------|---------|
| $\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$    | 8,0908 | 2088,9  | 203,5   |
| $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3$ | 7,6367 | 1939,4  | 162,7   |
| $\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4$ | 7,6302 | 2156,46 | 165,924 |

Untuk  $\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$  dan  $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3$  bersumber dari Lange's Handbook Of Chemistry (Dean, 1999)

Untuk  $\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4$  bersumber dari MSDS trietilen glikol

$P$  operasi = 10 mmHg

Trietilen T = 130,1  $^{\circ}\text{C}$

Komponen *light key* adalah dietilen glikol dan *heavy key* adalah trietilen glikol

**Tabel A.31** Penentuan titik didih umpan D-240

| Komponen       | $\log_{10}P^0$ | $P^0$  | $K_i$ | $\alpha_i$ | $\alpha_i x_{12}$ |
|----------------|----------------|--------|-------|------------|-------------------|
| $C_2H_6O_2$    | 1,829          | 67,470 | 6,747 | 30,454     | 0,013             |
| $C_4H_{10}O_3$ | 1,013          | 10,305 | 1,031 | 4,652      | 4,448             |
| $C_6H_{14}O_4$ | 0,345          | 2,215  | 0,222 | 1,000      | 0,043             |
| $H_2O$         | 1,829          | 67,470 | 6,747 | 30,454     | 0,013             |
| <b>Total</b>   |                |        |       |            | 4,504             |

$$K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i x_{12}} = 0,222$$

Trial sesuai karena  $K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i x_{12}} = 0,222$  sama dengan konstanta kesetimbangan uap-cairan *heavy key*, sehingga titik didih umpan 130,1 °C

**Menentukan komposisi produk distilasi**

**Tabel A.32** Aliran keluar D-240

|                                     |                   |
|-------------------------------------|-------------------|
| <b>Aliran &lt;19&gt; ke storage</b> |                   |
| $C_2H_6O_2$                         | 14,985            |
| $C_4H_{10}O_3$                      | 32.600,733        |
| $C_6H_{14}O_4$                      | 14,800            |
|                                     | <hr/>             |
|                                     | 2.630,518         |
| <b>Aliran &lt;22&gt; ke storage</b> |                   |
| $C_2H_6O_2$                         | 0,000             |
| $C_4H_{10}O_3$                      | 6,848             |
| $C_6H_{14}O_4$                      | 1.465,242         |
|                                     | <hr/>             |
|                                     | 1.472,090         |
|                                     | <hr/>             |
|                                     | <b>34.102,608</b> |

**Perhitungan Dew Point (temperatur atas kolom)**

P operasi = 10 mmHg

Trial T = 129,6 °C

Komponen *light key* adalah dietilen glikol dan *heavy key* adalah trietilen glikol



**Tabel A.33** Penentuan *dew point* D-240

| Komponen       | $\log_{10} P^o$ | $P^o$  | $K_i$ | $\alpha_i$ | $\frac{y_{15}}{\alpha_i}$ |
|----------------|-----------------|--------|-------|------------|---------------------------|
| $C_2H_6O_2$    | 1,820           | 66,025 | 6,603 | 30,659     | 0,000                     |
| $C_4H_{10}O_3$ | 1,002           | 10,040 | 1,004 | 4,662      | 0,214                     |
| $C_6H_{14}O_4$ | 0,333           | 2,154  | 0,215 | 1,000      | 4,536,E-04                |
| <b>Total</b>   |                 |        |       |            | 0,215                     |

$$K_c = \sum \frac{y_{15}}{\alpha_i} = 0,215$$

Trial sesuai karena  $K_c = \sum \frac{y_{15}}{\alpha_i} = 0,215$  sama dengan konstanta kesetimbangan uap-cairan *heavy key*, sehingga *dew point* 129,6°C

**Perhitungan bubble point (temperatur bawah kolom)**

P operasi = 10 mmHg

Trial T = 159 °C

Komponen *light key* adalah dietilen glikol dan *heavy key* adalah trietilen glikol

**Tabel A.34** Penentuan *bubble point* D-240

| Komponen       | $\log_{10} P^o$ | $P^o$   | $K_i$  | $\alpha_i$ | $\alpha_i x_{15}$ |
|----------------|-----------------|---------|--------|------------|-------------------|
| $C_2H_6O_2$    | 2,328           | 212,969 | 21,297 | 21,623     | 0,000             |
| $C_4H_{10}O_3$ | 1,608           | 40,560  | 4,056  | 4,118      | 0,019             |
| $C_6H_{14}O_4$ | 0,993           | 9,849   | 0,985  | 1,000      | 0,995             |
| <b>Total</b>   |                 |         |        |            | 1,015             |

$$K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i x_{15}} = 0,986$$

Trial sesuai karena  $K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i x_{15}} = 0,986$  sama dengan konstanta kesetimbangan uap-cair *heavy key*, sehingga *bubble point* 159 °C

**Perhitungan jumlah stage minimum**

Persamaan yang digunakan untuk menentukan jumlah *stage* minimum adalah persamaan Fenske (Geankoplis, 1993):

## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

$$Nm = \frac{\log \left[ \frac{x_{LD}D}{x_{HD}D} \right] \left[ \frac{x_{HW}W}{x_{LW}W} \right]}{\log \sqrt{\alpha_{LD}\alpha_{LW}}}$$

Dimana:

- Nm = jumlah *stage* minimum
- $x_{LD} D$  = jumlah massa *light key* (dietilen glikol) dalam distilat  
= 32.600,733 kg
- $x_{HD} D$  = jumlah massa *heavy key* (trietilen glikol) dalam distilat  
= 14,800 kg
- $X_{LW} W$  = jumlah massa *light key* (dietilen glikol) dalam produk bawah  
= 6,848 kg
- $X_{HW} W$  = jumlah massa *heavy key* (trietilen glikol) dalam distilat  
= 1.465,242 kg
- $\alpha_{LD}$  =  $\alpha$  *light key* pada distilat = 4,662
- $\alpha_{LW}$  =  $\alpha$  *light key* pada produk bawah = 4,118

Berdasarkan data-data tersebut dapat dihitung Nm dan didapatkan Nm sebesar 8,842 = 9 tray

### Perhitungan distrbusi komponen

Persamaan yang digunakan untuk menentukan distribusi komponen adalah sebagai berikut:

$$\frac{x_{iD}D}{X_{iW}W} = (\alpha_{i,av})^{Nm} \frac{x_{HD}D}{X_{HW}W}$$

$$\alpha_{i,av} = \sqrt{\alpha_{i,D}\alpha_{i,W}}$$

Dimana:

- $x_{HD} D$  = jumlah massa *heavy key* (dietilen glikol) dalam distilat  
= kg
- $x_{HW} W$  = jumlah massa *light key* (monoetilen glikol) dalam produk bawah  
= kg

## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

- $x_{iD}$  D = jumlah massa komponen i dalam distilat  
 $x_{iW}$  W = jumlah massa komponen i dalam produk bawah  
 $\alpha_{i,av}$  =  $\alpha$  rata-rata komponen i  
 $N_m$  = jumlah *stage* minimum

**Tabel A.35** Perhitungan  $\frac{x_{iD}D}{x_{iW}W}$  kolom D-240

| Komponen                                      | $\alpha_{i,av}$ | $(\alpha_{i,av})^{N_m}$ | $\frac{x_{HD}D}{x_{HW}W}$ | $\frac{x_{iD}D}{x_{iW}W}$ |
|---|-----------------|-------------------------|---------------------------|---------------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 25,748          | 2,975,E+12              | 0,010                     | 30.053.828.942            |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 4,382           | 4,713,E+05              |                           | 4760,905                  |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1,000           | 1,000,E+00              |                           | 0,010                     |

Membuat neraca massa total untuk komponen i

$$x_{iF} F = x_{iD} D + x_{iW} W$$

(dengan cara substitusi  $x_{iD} D = a \cdot x_{iW} W$  didapatkan  $x_{iD} D$ )

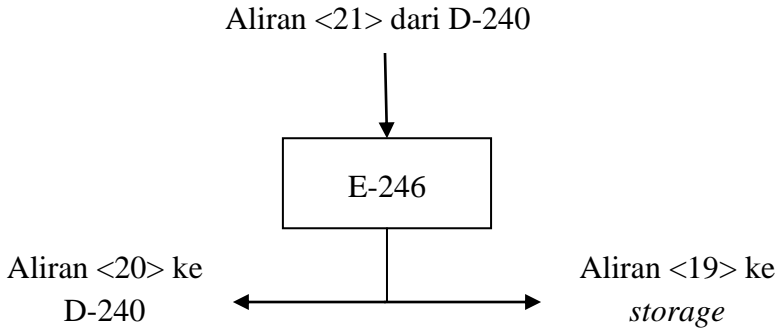
**Tabel A.36** Penentuan distribusi komponen

| Masuk  | Keluar  |
|--|---|
| <b>Aliran &lt;16&gt; dari D-240</b>                      | <b>Aliran &lt;19&gt; ke storage</b>                     |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 14,985      | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 14,985     |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 32.607,580 | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 32600,733 |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> 1.480,043  | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> 14,800    |
|  | 32.630,518  |
|  | <b>Aliran &lt;22&gt; ke storage</b>                     |
|  | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 0,000      |
|  | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 6,848     |
|  | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> 1.465,242 |
|  | 1.472,090   |
| <b>34.102,608</b>  | <b>34.102,608</b>                                       |

### III.4 Kondensor (E-246)

Fungsi: mengondensasikan uap dari Kolom DEG (D-240)

## Appendiks A Perhitungan Neraca Massa



Keterangan aliran:

<21> uap yang keluar dari kolom DEG (D-240)

<20> refluks yang dikembalikan ke dalam kolom DEG (D-240)

<19> Hasil distilat dari kolom DEG (D-240)

Banyaknya produk atas yang dikembalikan ke dalam kolom distilasi (refluks) pada aliran <20> dapat diketahui melalui *reflux ratio* (R)

Perhitungan *minimum reflux ratio* (R<sub>m</sub>)

Metode yang digunakan adalah metode singkat Underwood

*Dew point* = 129,6 °C

*Bubble point* = 159 °C

*Average temperature* = 144,3 °C

P operasi = 10 mmHg

Komponen *light key* adalah dietilen glikol dan *heavy key* adalah trietilen glikol

**Tabel A.37** Perhitungan nilai K dan  $\alpha$  pada

| Komponen                                      | $\log_{10} P^0$ | $P^0$   | $K_i$  | $\alpha_i$ |
|---|-----------------|---------|--------|------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 2,085           | 121,552 | 12,155 | 25,459     |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 1,319           | 20,866  | 2,087  | 4,370      |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,679           | 4,774   | 0,477  | 1,000      |

Trial  $\theta$

$$1-q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Dimana  $q = 1$  karena umpan masuk pada titik didih

Nilai  $\theta$  dapat dicari melalui trial  $\theta$  antara  $\alpha_{LK}$  dan  $\alpha_{HK}$  yaitu antara 1-5,235

**Tabel A.37** Trial nilai  $\theta$  antara 1-5,235

| $\theta$       | <b>2,912</b> | <b>1,035</b> |
|----------------|--------------|--------------|
| $C_2H_6O_2$    | 4,961,E-04   | 0,0005       |
| $C_4H_{10}O_3$ | 2,865,E+00   | 1,2528       |
| $C_6H_{14}O_4$ | -2,270,E-02  | -1,251       |
| <b>Total</b>   | 2,843        | 0,002        |

Didapatkan nilai  $\theta$  yang mendekati 0 adalah 1,093. Nilai  $\theta$  tersebut digunakan untuk menghitung  $R_m$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

**Tabel A.38** Perhitungan ( $R_m + 1$ ) kolom D-240

| <b>Komponen</b> | <b><math>R_m + 1</math></b> |
|-----------------|-----------------------------|
| $C_2H_6O_2$     | 0,000                       |
| $C_4H_{10}O_3$  | 1,330                       |
| $C_6H_{14}O_4$  | -0,005                      |
| <b>Total</b>    | 1,325                       |

$$R_m + 1 = 1,325$$

$$\text{Sehingga } R_m = 0,325$$

Perhitungan *reflux ratio* ( $R$ )

$$R_{\text{optimum}} = 1,2 - 1,5 R_m \text{ (Geankoplis, 1993)}$$

$$R = 1,5 \times R_m$$

$$R = 1,5 \times 0,325$$

$$R = 0,487$$

Diketahui hasil distilat D-240 sebanyak 307,894 kmol, sehingga dapat dihitung refluks melalui *reflux ratio*

Refluks = distilat x R

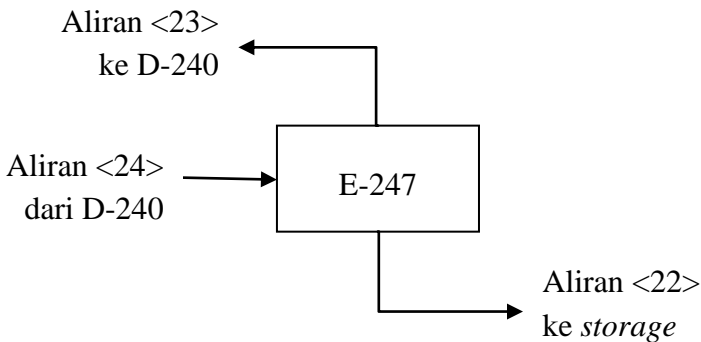
Refluks = 307,894 x 0,487

Refluks = 150,064 kmol

**Tabel A.39** Neraca massa di E-246

| Masuk   |            | Keluar  |            |
|---|------------|---|------------|
| <b>Aliran &lt;21&gt; dari D-240</b>           |            | <b>Aliran &lt;20&gt; ke D-240</b>             |            |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 20,784     | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 5,800      |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 45219,346  | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 12.618,613 |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 2,053,E+01 | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 5,729      |
|   |            |   | 12.630,142 |
|   |            | <b>Aliran &lt;19&gt; ke storage</b>           |            |
|   |            | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 14,985     |
|   |            | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.600,733 |
|   |            | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 14,800     |
|   |            |   | 32.630,518 |
| <b>45.260,659</b>                             |            | <b>45.260,659</b>                             |            |

### III.5 Reboiler (E-247)



Keterangan aliran:

<24> hasil produk bawah kolom DEG (D-240) berupa trietilen glikol

<23> uap yang dikembalikan ke dalam kolom DEG (D-240)

<22> produk bawah masuk *reboiler* dari kolom DEG (D-240)

# Appendiks A Perhitungan Neraca Massa

Menurut Ludwig (1964), jumlah kmol uap pada bagian stripping yang dikembalikan ke dalam kolom dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$\frac{V_r - V_s}{F} = 1 - q$$

$$V_s = V_r - (F - Fq)$$

Karena  $q = 1$ , maka persamaan menjadi:

$$V_s = V_r$$

Dimana:

$V_s$  = jumlah kmol uap pada bagian *stripping*

$V_r$  = jumlah kmol pada bagian *rectifying*

Diketahui  $V_r = 151,064 \text{ kmol} = 45.260,659 \text{ kg}$

**Tabel A.40** Neraca massa di E-247

| Masuk  | Keluar   |
|--|--|
| <b>Aliran &lt;23&gt; dari D-240</b>                      | <b>Aliran &lt;24&gt; ke D-240</b>                        |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 20,784      | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 20,784      |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 45.226,193 | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 45.219,346 |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> 1.485,772  | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> 20,529     |
|  | 45.260,659   |
|  | <b>Aliran &lt;22&gt; ke storage</b>                      |
|  | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> 0,000       |
|  | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> 6,848      |
|  | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> 1.465,242  |
|  | 1.472,090  |
| <b>46.732,749</b>  | <b>46.732,749</b>  |

## APPENDIKS B

### PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas Pabrik : 90.000 ton etilen glikol/tahun  
: 300 ton etilen glikol/tahun  
: 300.000 kg etilen glikol/hari  
Operasi : 300 hari/tahun; 24 jam/hari  
Satuan panas : kkal  
Basis waktu : 1 hari  
Suhu referensi : 25 °C = 298 K

**Tabel B.1** *Heat Capacities Equation of Gas (J/gmol °C)*

| Komponen                      | A      | B                       | C                        | D                        |
|-------------------------------|--------|-------------------------|--------------------------|--------------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | 40,750 | 1,147. 10 <sup>-1</sup> | -6,891. 10 <sup>-5</sup> | 1,766. 10 <sup>-8</sup>  |
| O <sub>2</sub>                | 29,100 | 1,158. 10 <sup>-2</sup> | -6,076. 10 <sup>-6</sup> | 1,311. 10 <sup>-9</sup>  |
| CH <sub>4</sub>               | 34,310 | 5,469. 10 <sup>-2</sup> | 3,661. 10 <sup>-6</sup>  | -1,100. 10 <sup>-8</sup> |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 49,370 | 1,392. 10 <sup>-1</sup> | -5,816. 10 <sup>-5</sup> | 7,280. 10 <sup>-9</sup>  |
| N <sub>2</sub>                | 29,000 | 2,199. 10 <sup>-3</sup> | 5,723. 10 <sup>-6</sup>  | -2,871. 10 <sup>-9</sup> |
| CO <sub>2</sub>               | 36,110 | 4,233. 10 <sup>-2</sup> | -2,887. 10 <sup>-5</sup> | 7,464. 10 <sup>-9</sup>  |
| H <sub>2</sub> O              | 33,460 | 6,880. 10 <sup>-3</sup> | 7,604. 10 <sup>-6</sup>  | -3,593. 10 <sup>-9</sup> |

$$C_p = A + BT + CT^2 + dT^3$$

Sumber : *Appendix E Basic Principles And Calculation In Chemical Engineering* (Himmelblau, 1962)

**Tabel B.2** *Heat Capacity Equation of Gas (J/gmol K)*

| Komponen                        | A      | B                       | C                        |
|---------------------------------|--------|-------------------------|--------------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O | -0,385 | 2,346. 10 <sup>-2</sup> | -9,296. 10 <sup>-6</sup> |

$$C_p/R = A + BT + CT^2$$

Sumber : *Appendix C Tabel C.1 Intriduction to Chemical Engineering Thermodynamics* (Van Ness, 2001)



**Tabel B.3** Heat Capacity Equation of Liquid (J/gmol °C)

| Komponen         | A      | B                       | C                        | D                       |
|------------------|--------|-------------------------|--------------------------|-------------------------|
| H <sub>2</sub> O | 18,286 | 4,721. 10 <sup>-1</sup> | -1,339. 10 <sup>-3</sup> | 1,314. 10 <sup>-6</sup> |

$$C_p = A + BT + CT^2 + dT^3$$

Sumber : Appendix E Basic Principles And Calculation In Chemical Engineering (Himmelblau, 1962)

**Tabel B.4** Heat Capacity Equation of Liquid (J/kmol K)

| Komponen                                     | C1    | C2     | C3       |
|--|-------|--------|----------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 35,54 | 436,78 | -0,18486 |

$$C_p = C1 + C2T + C3T^2$$

Sumber : Tabel 2-153 Chapter 2 Chemical Engineers's Handbook (Perry, 1934)

**Tabel B.5** Heat Capacities Equation of Liquid use Ruzicka-Domalski method (J/gmol K)

| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> |                |                |                |                |
|---|----------------|----------------|----------------|----------------|
| Group Contribution                            | n <sub>i</sub> | a <sub>i</sub> | b <sub>i</sub> | d <sub>i</sub> |
| O – (H, C) diol                               | 2              | 5,2302         | -1,5124        | 0,54075        |
| C – (2H, C, O)                                | 2              | 1,4596         | 1,4657         | -0,27140       |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> |                |                |                |                |
| Group Contribution                            | n <sub>i</sub> | a <sub>i</sub> | b <sub>i</sub> | d <sub>i</sub> |
| O – (H, C) diol                               | 2              | 5,2302         | -1,5124        | 0,54075        |
| C – (2H, C, O)                                | 3              | 1,4596         | 1,4657         | -0,27140       |

| Komponen                                      | A       | B       | D      |
|---|---------|---------|--------|
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 13,3796 | -0,0934 | 0,5387 |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 14,8392 | 1,3723  | 0,2673 |

$$\frac{C_p}{R} = A + B \left( \frac{T}{100 \text{ K}} \right) + D \left( \frac{T}{100 \text{ K}} \right)^2$$

$$A = \sum_{i=1}^N n_i a_i \quad B = \sum_{i=1}^N n_i b_i \quad C = \sum_{i=1}^N n_i c_i$$

Sumber : Tabel 2-348 *Chapter 2 Chemical Engineers's Handbook* (Perry, 1934)

**Tabel B.3** Heat of Formation (kJ/gmol)

| Komponen                      | $\Delta H_f$ |
|-------------------------------|--------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | 52,283       |
| CO <sub>2</sub>               | -393,51      |
| H <sub>2</sub> O              | -241,826     |

Sumber : Appendix F Table F.1 *Basic Principles And Calculation In Chemical Engineering* (Himmelblau, 1962)

**Tabel B.4** Heat of Formation (kcal/gmol)

| Komponen       | $-\Delta H_f$ |
|----------------|---------------|
| O <sub>2</sub> | 0,000         |

Sumber : Tabel 2-178 *Chapter 2 Chemical Engineers's Handbook* (Perry, 1934)

**Tabel B.5** Heat of Formation (J/mol)

| Kompomen                                     | $\Delta H_f$ |
|--|--------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O              | -52630       |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | -454800      |

Sumber : Appendix C Tabel C.4 *Intriduction to Chemical Engineering Thermodynamics* (Van Ness, 2001)

**Tabel B.6** *Heat of Formation use Domalski-Hearing Method*  
(kJ/mol)

|   |                      |                       |
|---|----------------------|-----------------------|
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> |                      |                       |
| <b>Group Contribution</b>                     | <b>n<sub>i</sub></b> | <b>ΔH<sub>f</sub></b> |
| O – (H, C) diol                               | 2                    | - 159,33              |
| C – (2H, O, C)                                | 2                    | -32,9                 |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> |                      |                       |
| <b>Group Contribution</b>                     | <b>n<sub>i</sub></b> | <b>ΔH<sub>f</sub></b> |
| O – (H, C) diol                               | 2                    | - 159,33              |
| C – (2H, C, O)                                | 3                    | -32,9                 |

$$\Delta H_f^\circ = \sum_{i=1}^N n_i (\Delta H_f^\circ)_i$$

Sumber : Tabel 2-343 *Chapter 2 Chemical Engineers's Handbook* (Perry, 1934)

**Tabel B.7** *Heat of Vaporation* (kkal/kmol)

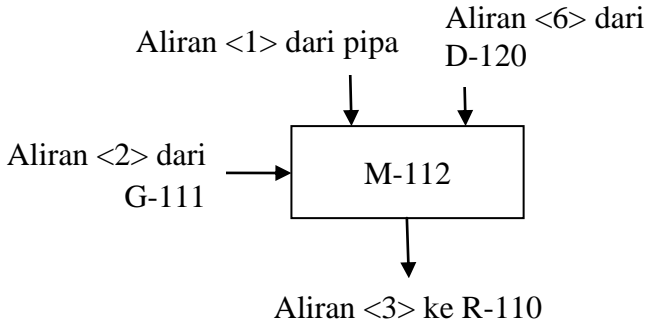
|   |                       |
|---|-----------------------|
| <b>Kompomen</b>                               | <b>ΔH<sub>f</sub></b> |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 205,137               |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 130,309               |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 99,511                |
| H <sub>2</sub> O                              | 1050,430              |

Sumber: DDBST (*Dortmund Data Bank Software & Separation Technology*)

### 1. *Mixing Tee* (M-112)

Fungsi: sebagai tempat pencampuran etilen dan udara sebelum masuk reaktor etilen oksida (R-110) serta mencampur etilen dan oksigen *recycle* (dari D-120)

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas



Keterangan aliran :

<1> Etilen 99,95%

<2> Udara

<6> Etilen dan udara dari D-120

<3> Campuran etilen dan udara *fresh* dengan etilen dan udara *recycle*

**Aliran <1>**

$$T = -21^{\circ}\text{C} = 252\text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 C_2H_4 &= \int_{25}^{-21} C_p dT = \int_{25}^{-21} 40,750 + 1,147 \cdot 10^{-1} T + -6,891 \cdot 10^{-5} T^2 + 1,766 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\
 &= 40,750 (-21-25) + 1,147 \cdot 10^{-1} (-21^2-25^2) + -6,891 \cdot 10^{-5} (-21^3-25^3) \\
 &\quad + 1,766 \cdot 10^{-8} (-21^4-25^4) \\
 &= -1.894,004 \text{ J/gmol} = -452,678 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{C_2H_4} &= n \times \int_{25}^{-21} C_p dT \\
 &= 6.894,685 \times -452,678 \\
 &= -3.121.071,316 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$CH_4 = \int_{25}^{-21} C_p dT = \int_{25}^{-21} 34,310 + 5,469 \cdot 10^{-2} T + 3,661 \cdot 10^{-6} T^2 + -1,100 \cdot 10^{-8} T^3 dT$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 &= 34,310 (-21-25) + 5,469 \cdot 10^{-2} (-21^2-25^2) + 3,661 \cdot 10^{-6} (-21^3-25^3) \\
 &\quad + -1,100 \cdot 10^{-8} (-21^4-25^4) \\
 &= -1.591,566 \text{ J/gmol} = -380,393 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ CH}_4 &= n \times \int_{-21}^{25} C_p dT \\
 &= 2,414 \times -380,393 \\
 &= -918,402 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_2H_6 &= \int_{-21}^{25} C_p dT = \int_{-21}^{25} 49,370 + 1,392 \cdot 10^{-1} T + -5,816 \cdot 10^{-5} T^2 + 7,280 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\
 &= 49,370 (-21-25) + 1,392 \cdot 10^{-1} (-21^2-25^2) + -5,816 \cdot 10^{-5} (-21^3-25^3) \\
 &\quad + 7,280 \cdot 10^{-9} (-21^4-25^4) \\
 &= -2.294,883 \text{ J/gmol} = -548,490 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ C}_2\text{H}_6 &= n \times \int_{-21}^{25} C_p dT \\
 &= 1,931 \times -548,490 \\
 &= 1.059,396 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Aliran <2>

$$T = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 O_2 &= \int_{25}^{30} C_p dT = \int_{25}^{30} 29,100 + 1,158 \cdot 10^{-2} T + -6,076 \cdot 10^{-6} T^2 + 1,311 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\
 &= 29,100 (30-25) + 1,158 \cdot 10^{-2} (30^2-25^2) + -6,076 \cdot 10^{-6} (30^3-25^3) \\
 &\quad + 1,311 \cdot 10^{-8} (30^4-25^4) \\
 &= 147,069 \text{ J/gmol} = 35,150 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ O}_2 &= n \times \int_{25}^{30} C_p dT \\
 &= 6.979,955 \times 35,150 \\
 &= 245.348,342 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

## *Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$\begin{aligned}
 N_2 &= \int_{25}^{30} C_p dT = \int_{25}^{30} 29,000 + 2,199 \cdot 10^{-3} T + 5,723 \cdot 10^{-6} T^2 + -2,871 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\
 &= 29,000 (30-25) + 2,199 \cdot 10^{-3} (30^2-25^2) + 5,723 \cdot 10^{-6} (30^3-25^3) \\
 &\quad + -2,871 \cdot 10^{-9} (30^4-25^4) \\
 &= 145,324 \text{ J/gmol} = 34,733 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{N_2} &= n \times \int_{25}^{30} C_p dT \\
 &= 30.009,059 \times 34,733 \\
 &= 1.042.311,363 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### **Aliran <3>**

$$T = 34^\circ\text{C} = 307 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 C_2H_4 &= \int_{25}^{34} C_p dT = \int_{25}^{34} 40,750 + 1,147 \cdot 10^{-1} T + -6,891 \cdot 10^{-5} T^2 + 1,766 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\
 &= 40,750 (34-25) + 1,147 \cdot 10^{-1} (34^2-25^2) + -6,891 \cdot 10^{-5} (34^3-25^3) \\
 &\quad + 1,766 \cdot 10^{-8} (34^4-25^4) \\
 &= 414,158 \text{ J/gmol} = 98,986 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{C_2H_4} &= n \times \int_{25}^{34} C_p dT \\
 &= 60.907,113 \times 98,986 \\
 &= 6.028.965,524 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 O_2 &= \int_{25}^{34} C_p dT = \int_{25}^{34} 29,100 + 1,158 \cdot 10^{-2} T + -6,076 \cdot 10^{-6} T^2 + 1,311 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\
 &= 29,100 (34-25) + 1,158 \cdot 10^{-2} (34^2-25^2) + -6,076 \cdot 10^{-6} (34^3-25^3) \\
 &\quad + 1,311 \cdot 10^{-8} (34^4-25^4) \\
 &= 276,496 \text{ J/gmol} = 66,084 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

*Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$\begin{aligned} H_{O_2} &= n \times \int_{25}^{34} C_p dT \\ &= 20.302,371 \times 66,084 \\ &= 1.341.666,716 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CH_4 &= \int_{25}^{34} C_p dT = \int_{25}^{34} 34,310 + 5,469 \cdot 10^{-2} T + 3,661 \cdot 10^{-6} T^2 + -1,100 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 34,310 (34-25) + 5,469 \cdot 10^{-2} (34^2-25^2) + 3,661 \cdot 10^{-6} (34^3-25^3) \\ &\quad + -1,100 \cdot 10^{-8} (34^4-25^4) \\ &= 337,533 \text{ J/gmol} = 80,672 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{CH_4} &= n \times \int_{25}^{34} C_p dT \\ &= 4,824 \times 80,672 \\ &= 389,163 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_2H_6 &= \int_{25}^{34} C_p dT = \int_{25}^{34} 49,370 + 1,392 \cdot 10^{-1} T + -5,816 \cdot 10^{-5} T^2 + 7,280 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\ &= 49,370 (34-25) + 1,392 \cdot 10^{-1} (34^2-25^2) + -5,816 \cdot 10^{-5} (34^3-25^3) \\ &\quad + 7,280 \cdot 10^{-9} (34^4-25^4) \\ &= 502,041 \text{ J/gmol} = 119,991 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{C_2H_6} &= n \times \int_{25}^{34} C_p dT \\ &= 3,859 \times 119,991 \\ &= 463,068 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_2 &= \int_{25}^{34} C_p dT = \int_{25}^{34} 29,000 + 2,199 \cdot 10^{-3} T + 5,723 \cdot 10^{-6} T^2 + -2,871 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\ &= 29,000 (34-25) + 2,199 \cdot 10^{-3} (34^2-25^2) + 5,723 \cdot 10^{-6} (34^3-25^3) \\ &\quad + -2,871 \cdot 10^{-9} (34^4-25^4) \\ &= 273,038 \text{ J/gmol} = 65,258 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 H_{N_2} &= n \times \int_{25}^{34} C_p dT \\
 &= 59.725,026 \times 65,258 \\
 &= 3.897.517,431 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.8** Neraca Panas di *Mixing Tee* (M-112)

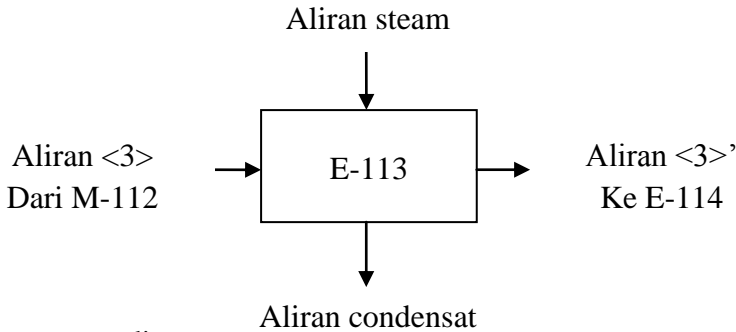
| Masuk                              |                | Keluar                           |               |
|------------------------------------|----------------|----------------------------------|---------------|
| <b>Aliran &lt;1&gt; dari pipa</b>  |                | <b>Aliran &lt;3&gt; ke R-110</b> |               |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>      | -3.121.071,316 | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>    | 6.028.965,524 |
| CH <sub>4</sub>                    | -918,402       | O <sub>2</sub>                   | 1.341.666,716 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>      | -1.059,396     | CH <sub>4</sub>                  | 389,163       |
|                                    | -3.123.049,114 | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 463,068       |
| <b>Aliran &lt;2&gt; dari G-111</b> |                | N <sub>2</sub>                   | 3.897.517,431 |
| O <sub>2</sub>                     | 245.348,342    |                                  |               |
| N <sub>2</sub>                     | 1.042.311,021  |                                  |               |
|                                    | 1.287.659,363  |                                  |               |
| <b>Aliran &lt;6&gt; dari D-120</b> |                |                                  |               |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>      | 8.598.415,176  |                                  |               |
| O <sub>2</sub>                     | 1.407.539,937  |                                  |               |
| CH <sub>4</sub>                    | 311,783        |                                  |               |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>      | 372,033        |                                  |               |
| N <sub>2</sub>                     | 3.097.752,723  |                                  |               |
|                                    | 13.104.391,652 |                                  |               |
| <b>11.269.001,902</b>              |                | <b>11.269.001,902</b>            |               |

### 2. Heater (E-113)

Fungsi : memanaskan etilen dan oksigen sebelum masuk *heat exchanger* (E-114)



## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas



Keterangan aliran:

<3> aliran etilen dan udara dengan suhu 34°C

<3>' aliran etilen dan udara dengan suhu 58°C

**Aliran <3>'**

$$T = 58^{\circ}\text{C} = 331 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 C_2H_4 &= \int_{25}^{58} C_p dT = \int_{25}^{58} 40,750 + 1,147 \cdot 10^{-1} T + -6,891 \cdot 10^{-5} T^2 + 1,766 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\
 &= 40,750 (58-25) + 1,147 \cdot 10^{-1} (58^2-25^2) + -6,891 \cdot 10^{-5} (58^3-25^3) \\
 &\quad + 1,766 \cdot 10^{-8} (58^4-25^4) \\
 &= 1.512,567 \text{ J/gmol} = 361,512 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{C_2H_4} &= n \times \int_{25}^{58} C_p dT \\
 &= 60.907,113 \times 361,512 \\
 &= 22.018.661,221 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 O_2 &= \int_{25}^{58} C_p dT = \int_{25}^{58} 29,100 + 1,158 \cdot 10^{-2} T + -6,076 \cdot 10^{-6} T^2 + 1,311 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\
 &= 29,100 (58-25) + 1,158 \cdot 10^{-2} (58^2-25^2) + -6,076 \cdot 10^{-6} (58^3-25^3) \\
 &\quad + 1,311 \cdot 10^{-8} (58^4-25^4) \\
 &= 985,136 \text{ J/gmol} = 235,453 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

*Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$\begin{aligned} H_{O_2} &= n \times \int_{25}^{58} C_p dT \\ &= 20.302,371 \times 235,453 \\ &= 4.780.258,180 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CH_4 &= \int_{25}^{58} C_p dT = \int_{25}^{58} 34,310 + 5,469. 10^{-2} T + 3,661. 10^{-6} T^2 + -1,100. 10^{-8} T^3 dT \\ &= 34,310 (58-25) + 5,469. 10^{-2} (58^2-25^2) + 3,661. 10^{-6} (58^3-25^3) \\ &\quad + -1,100. 10^{-8} (58^4-25^4) \\ &= 1.219,086 \text{ J/gmol} = 291,368 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{CH_4} &= n \times \int_{25}^{58} C_p dT \\ &= 4,824 \times 291,368 \\ &= 1.405,560 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_2H_6 &= \int_{25}^{58} C_p dT = \int_{25}^{58} 49,370 + 1,392. 10^{-1} T + -5,816. 10^{-5} T^2 + 7,280. 10^{-9} T^3 dT \\ &= 49,370 (58-25) + 1,392. 10^{-1} (58^2-25^2) + -5,816. 10^{-5} (58^3-25^3) \\ &\quad + 7,280. 10^{-9} (58^4-25^4) \\ &= 1.834,357 \text{ J/gmol} = 438,422 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{C_2H_6} &= n \times \int_{25}^{58} C_p dT \\ &= 3,859 \times 438,422 \\ &= 1.691,956 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_2 &= \int_{25}^{58} C_p dT = \int_{25}^{58} 29,000 + 2,199. 10^{-3} T + 5,723. 10^{-6} T^2 + -2,871. 10^{-9} T^3 dT \\ &= 29,000 (58-25) + 2,199. 10^{-3} (58^2-25^2) + 5,723. 10^{-6} (58^3-25^3) \\ &\quad + -2,871. 10^{-9} (58^4-25^4) \\ &= 969,493 \text{ J/gmol} = 231,714 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 H_{N_2} &= n \times \int_{25}^{58} C_p dT \\
 &= 59.725,026 \times 231,714 \\
 &= 13.839.148,727 \text{ kkal} \\
 \text{Total } H_{3'} &= 40.641.165,644 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$H_3 + Q_{supply} = H_{3'} + Q_{loss}$$

$$Q_{loss} = 0,05 Q_{supply}$$

$$H_3 + Q_{supply} = H_{3'} + Q_{loss}$$

$$11.269.001,902 + Q_{supply} = 40.641.165,644 + 0,05 Q_{supply}$$

$$0,95 Q_{supply} = 29.372.163,743$$

$$Q_{supply} = 30.918.067,098 \text{ kkal}$$

$$Q_{loss} = 1.545.903,355 \text{ kkal}$$

### Menghitung steam yang dibutuhkan

$$Q_{supply} = 30.918.067,098 \text{ kkal}$$

$$\text{Steam suhu } 123^\circ\text{C}, \lambda = 2193,750 \text{ kkal/kg}$$

$$Q = m \times \lambda$$

$$30.918.067,098 = m \times 2193,750$$

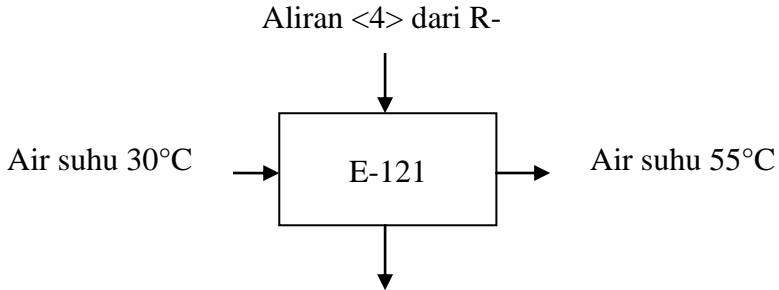
$$m = 14.093,706 \text{ kg}$$

**Tabel B.9** Neraca Panas di *Heater* (E-113)

| Masuk                              |                | Keluar                            |                |
|------------------------------------|----------------|-----------------------------------|----------------|
| <b>Aliran &lt;3&gt; dari M-112</b> |                | <b>Aliran &lt;3&gt;' ke E-122</b> |                |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>      | 6.028.965,524  | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>     | 22.018.661,221 |
| O <sub>2</sub>                     | 1.341.666,716  | O <sub>2</sub>                    | 4.780.258,180  |
| CH <sub>4</sub>                    | 389,163        | CH <sub>4</sub>                   | 1.405,560      |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>      | 463,068        | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>     | 1.691,956      |
| N <sub>2</sub>                     | 3.897.517,431  | N <sub>2</sub>                    | 13.839.148,727 |
|                                    | 11.269.001,902 |                                   | 40.641.165,644 |
| Q supply                           | 30.918.067,098 | Q loss                            | 1.545.903,355  |
| <b>42.187.069,0</b>                |                | <b>42.187.069,0</b>               |                |

### 3. Cooler (E-121)

Fungsi : mendinginkan hasil reaktor etilen oksida (R-110)



Keterangan aliran: Aliran <4>' ke E-122

<4> aliran etilen oksida dengan suhu 239°C

<4>' aliran etilen oksida dengan suhu 200°C

#### Aliran <4>

$$T = 239^{\circ}\text{C} = 512 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_4\text{O} &= \int_{25}^{239} C_p dT = \int_{25}^{239} (-0,385 + 2,346 \cdot 10^{-2} T + -9,296, \text{E} \cdot 10^{-6} T^2) R \\ &= (-0,385 (239-25) + 2,346 \cdot 10^{-2} (239^2-25^2) \\ &\quad + -9,296, \text{E} \cdot 10^{-6} (239^3-25^3)) \times 8,314 \\ &= 4.474,266 \text{ J/gmol} = 1.069,375 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} &= n \times \int_{25}^{239} C_p dT \\ &= 5.481,640 \times 1.069,375 \\ &= 5.861.930,812 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 &= \int_{25}^{239} C_p dT = \int_{25}^{239} 36,110 + 4,233 \cdot 10^{-2} T + -2,887 \cdot 10^{-5} T^2 + 7,464 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\ &= 36,110 (239-25) + 4,233 \cdot 10^{-2} (239^2-25^2) + -2,887 \cdot 10^{-5} (239^3-25^3) \\ &\quad + 7,464 \cdot 10^{-9} (239^4-25^4) \end{aligned}$$

*Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$= 8.798,139 \text{ J/gmol} = 2.102,806 \text{ kkal/kmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ CO}_2 &= n \times \int_{25}^{239} C_p dT \\ &= 2.826,090 \times 2.102,806 \\ &= 5.942.718,167 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O} &= \int_{25}^{239} C_p dT = \int_{25}^{239} 33,460 + 6,880 \cdot 10^{-3} T + 7,60410^{-6} T^2 + 3,593 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\ &= 33,460 (239-25) + 6,880 \cdot 10^{-3} (239^2-25^2) + 7,60410^{-6} (239^3-25^3) \\ &\quad + 3,593 \cdot 10^{-9} (239^4-25^4) \\ &= 7.386,419 \text{ J/gmol} = 1.765,397 \text{ kkal/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H H}_2\text{O} &= n \times \int_{25}^{239} C_p dT \\ &= 2.826,090 \times 1.765,397 \\ &= 4.989.169,666 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{C}_2\text{H}_4 &= \int_{25}^{239} C_p dT = \int_{25}^{239} 40,750 + 1,147 \cdot 10^{-1} T + -6,891 \cdot 10^{-5} T^2 + 1,766 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 40,750 (239-25) + 1,147 \cdot 10^{-1} (239^2-25^2) + -6,891 \cdot 10^{-5} (239^3-25^3) \\ &\quad + 1,766 \cdot 10^{-8} (239^4-25^4) \\ &= 11.724 \text{ J/gmol} = 2.787,219 \text{ kkal/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H C}_2\text{H}_4 &= n \times \int_{25}^{239} C_p dT \\ &= 1.512.347,981 \times 2.787,219 \\ &= 150.544.455,013 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{O}_2 &= \int_{25}^{239} C_p dT = \int_{25}^{239} 29,100 + 1,158 \cdot 10^{-2} T + -6,076 \cdot 10^{-6} T^2 + 1,311 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 29,100 (239-25) + 1,158 \cdot 10^{-2} (239^2-25^2) + -6,076 \cdot 10^{-6} (239^3-25^3) \\ &\quad + 1,311 \cdot 10^{-8} (239^4-25^4)\end{aligned}$$

*Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$+ 1,311. 10^{-8} (239^4 - 25^4) \\ = 6.527,963 \text{ J/gmol} = 1.560,221 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{O_2} = n \times \int_{25}^{200} C_p dT \\ = 426.317,308 \times 1.560,221 \\ = 20.785.907,895 \text{ kkal}$$

$$CH_4 = \int_{25}^{239} C_p dT = \int_{25}^{239} 34,310 + 5,469. 10^{-2} T + 3,661. 10^{-6} T^2 + -1,100. 10^{-8} T^3 dT \\ = 34,310 (239-25) + 5,469. 10^{-2} (239^2 - 25^2) + 3,661. 10^{-6} (239^3 - 25^3) \\ + -1,100. 10^{-8} (239^4 - 25^4) \\ = 8.894,892 \text{ J/gmol} = 2.125,930 \text{ kkal/kmol}$$

$$H_{CH_4} = n \times \int_{25}^{239} C_p dT \\ = 4,824 \times 2.125,930 \\ = 10.255,478 \text{ kkal}$$

$$C_2H_6 = \int_{25}^{239} C_p dT = \int_{25}^{239} 49,370 + 1,392. 10^{-1} T + -5,816. 10^{-5} T^2 + 7,280. 10^{-9} T^3 dT \\ = 49,370 (239-25) + 1,392. 10^{-1} (239^2 - 25^2) + -5,816. 10^{-5} (239^3 - 25^3) \\ + 7,280. 10^{-9} (239^4 - 25^4) \\ = 14.238,877 \text{ J/gmol} = 3.403,173 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{C_2H_6} = n \times \int_{25}^{239} C_p dT \\ = 3,859 \times 3.403,173 \\ = 13.133,514 \text{ kkal}$$

$$N_2 = \int_{25}^{239} C_p dT = \int_{25}^{239} 29,000 + 2,199. 10^{-3} T + 5,723. 10^{-6} T^2 + -2,871. 10^{-9} T^3 dT \\ = 29,000 (239-25) + 2,199. 10^{-3} (239^2 - 25^2) + 5,723. 10^{-6} (239^3 - 25^3) \\ + -2,871. 10^{-9} (239^4 - 25^4)$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 &+ -2,871. 10^{-9} (239^4 - 25^4) \\
 &= 6.291,789 \text{ J/gmol} = 1.503,774 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{N_2} &= n \times \int_{25}^{239} C_p dT \\
 &= 59.725,026 \times 1.503,774 \\
 &= 89.812.924,005 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total } H_4 = 277.960.494,549 \text{ kkal}$$

### Aliran <4>

$$T = 200^\circ\text{C} = 473 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 C_2H_4O &= \int_{25}^{200} C_p dT = \int_{25}^{200} (-0,385 + 2,346.10^{-2} T + -9,296.E-.10^{-6} T^2) R \\
 &= (-0,385 (200-25) + 2,346.10^{-2} (200^2-25^2) + -9,296.E-.10^{-6} (200^3-25^3)) \times 8,314 \\
 &= 3.072,591 \text{ J/gmol} = 734,367 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{C_2H_4O} &= n \times \int_{25}^{200} C_p dT \\
 &= 5.481,640 \times 734,367 \\
 &= 4.025.534,666 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 CO_2 &= \int_{25}^{200} C_p dT = \int_{25}^{200} 36,110 + 4,233.10^{-2} T + -2,887.10^{-5} T^2 + 7,464.10^{-9} T^3 dT \\
 &= 36,110 (200-25) + 4,233.10^{-2} (200^2-25^2) + -2,887.10^{-5} (200^3-25^3) \\
 &\quad 7,464.10^{-9} (200^4-25^4) \\
 &= 7.075,912 \text{ J/gmol} = 1.691,184 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{CO_2} &= n \times \int_{25}^{239} C_p dT \\
 &= 2.826,090 \times 1.691,184 \\
 &= 4.779.436,898 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

*Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \int_{25}^{200} C_p dT = \int_{25}^{200} 33,460 + 6,880 \cdot 10^{-3} T + 7,60410^{-6} T^2 + 3,593 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\ &= 33,460 (200-25) + 6,880 \cdot 10^{-3} (200^2-25^2) + 7,60410^{-6} (200^3-25^3) \\ &\quad + 3,593 \cdot 10^{-9} (200^4-25^4) \\ &= 6.007,442 \text{ J/gmol} = 1.435,813 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ H}_2\text{O} &= n \times \int_{25}^{200} C_p dT \\ &= 2.826,090 \times 1.435,813 \\ &= 4.057.737,423 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_4 &= \int_{25}^{200} C_p dT = \int_{25}^{200} 40,750 + 1,147 \cdot 10^{-1} T + -6,891 \cdot 10^{-5} T^2 + 1,766 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 40,750 (200-25) + 1,147 \cdot 10^{-1} (200^2-25^2) + -6,891 \cdot 10^{-5} (200^3-25^3) \\ &\quad + 1,766 \cdot 10^{-8} (200^4-25^4) \\ &= 9.209,052 \text{ J/gmol} = 2.201,016 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ C}_2\text{H}_4 &= n \times \int_{25}^{200} C_p dT \\ &= 54.012,428 \times 2.201,016 \\ &= 118.882.234,257 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 &= \int_{25}^{200} C_p dT = \int_{25}^{200} 29,100 + 1,158 \cdot 10^{-2} T + -6,076 \cdot 10^{-6} T^2 + 1,311 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 29,100 (200-25) + 1,158 \cdot 10^{-2} (200^2-25^2) + -6,076 \cdot 10^{-6} (200^3-25^3) \\ &\quad + 1,311 \cdot 10^{-8} (200^4-25^4) \\ &= 5.302,784 \text{ J/gmol} = 1.267,396 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ O}_2 &= n \times \int_{25}^{200} C_p dT \\ &= 13.322,416 \times 1.267,396 \\ &= 16.884.774,912 \text{ kkal} \end{aligned}$$



## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 CH_4 &= \int_{25}^{200} C_p \, dT = \int_{25}^{200} 34,310 + 5,469 \cdot 10^{-2} T + 3,661 \cdot 10^{-6} T^2 + -1,100 \cdot 10^{-8} T^3 \, dT \\
 &= 34,310 (200-25) + 5,469 \cdot 10^{-2} (200^2-25^2) + 3,661 \cdot 10^{-6} (200^3-25^3) \\
 &\quad + -1,100 \cdot 10^{-8} (200^4-25^4) \\
 &= 7.083,325 \, \text{J/gmol} = 1.692,955 \, \text{kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{CH_4} &= n \times \int_{25}^{200} C_p \, dT \\
 &= 4,824 \times 1.692,955 \\
 &= 8.166,809 \, \text{kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_2H_6 &= \int_{25}^{200} C_p \, dT = \int_{25}^{200} 49,370 + 1,392 \cdot 10^{-1} T + -5,816 \cdot 10^{-5} T^2 + 7,280 \cdot 10^{-9} T^3 \, dT \\
 &= 49,370 (200-25) + 1,392 \cdot 10^{-1} (200^2-25^2) + -5,816 \cdot 10^{-5} (200^3-25^3) \\
 &\quad + 7,280 \cdot 10^{-9} (200^4-25^4) \\
 &= 11.223,444 \, \text{J/gmol} = 2.682,467 \, \text{kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{C_2H_6} &= n \times \int_{25}^{200} C_p \, dT \\
 &= 3,859 \times 2.682,467 \\
 &= 10.352,169 \, \text{kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_2 &= \int_{25}^{200} C_p \, dT = \int_{25}^{200} 29,000 + 2,199 \cdot 10^{-3} T + 5,723 \cdot 10^{-6} T^2 + -2,871 \cdot 10^{-9} T^3 \, dT \\
 &= 29,000 (200-25) + 2,199 \cdot 10^{-3} (200^2-25^2) + 5,723 \cdot 10^{-6} (200^3-25^3) \\
 &\quad + -2,871 \cdot 10^{-9} (200^4-25^4) \\
 &= 5.130,427 \, \text{J/gmol} = 1.226,202 \, \text{kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{N_2} &= n \times \int_{25}^{200} C_p \, dT \\
 &= 59.725,026 \times 1.226,202 \\
 &= 73.234.916,871 \, \text{kkal}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total } H_4 = 221.883.154,006 \, \text{kkal}$$

## *Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$\begin{aligned} Q_{\text{serap}} &= H_4 - H_4' \\ &= 277.960.494,549 - 221.883.154,006 \\ &= 56.077.340,544 \text{ kkal} \end{aligned}$$

### **Menghitung massa air yang digunakan**

$$\text{Suhu air masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar} = 55^\circ\text{C}$$

$$H_{\text{air masuk}} = n \int_{25}^{30} C_p dT$$

$$H_{\text{air masuk}} = \frac{m}{18} \int_{25}^{30} 18,286 + 4,721 \cdot 10^{-1} T + (-1,339 \cdot 10^{-3}) T^2 + 1,314 \cdot 10^{-6} T^3 dT$$

$$H_{\text{air masuk}} = 2,010 \text{ m}$$

$$H_{\text{air masuk}} = n \int_{25}^{55} C_p dT$$

$$H_{\text{air masuk}} = \frac{m}{18} \int_{25}^{55} 18,286 + 4,721 \cdot 10^{-1} T + (-1,339 \cdot 10^{-3}) T^2 + 1,314 \cdot 10^{-6} T^3 dT$$

$$H_{\text{air masuk}} = 13,952 \text{ m}$$

$$Q_{\text{serap}} = H_{\text{air keluar}} - H_{\text{air masuk}}$$

$$56.077.340,544 = 13,952 \text{ m} - 2,010 \text{ m}$$

$$= 11,941 \text{ m}$$

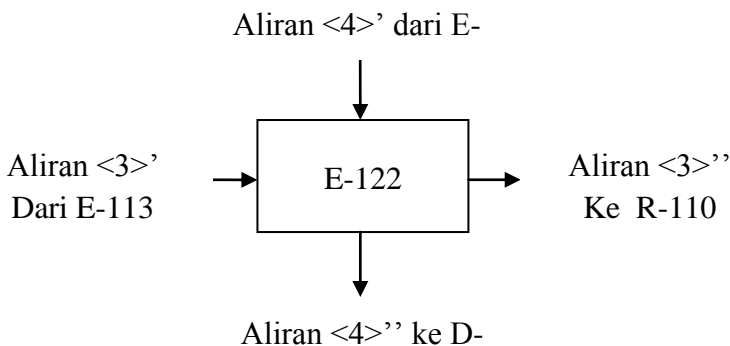
$$\text{Massa air} = 4.696.050,959 \text{ kg}$$

**Tabel B.10** Neraca Panas di *Cooler* (E-121)

| Masuk                              |                 | Keluar                            |                 |
|------------------------------------|-----------------|-----------------------------------|-----------------|
| <b>Aliran &lt;4&gt; dari R-110</b> |                 | <b>Aliran &lt;4&gt;' ke E-122</b> |                 |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O    | 5.861.930,812   | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O   | 4.025.534,666   |
| CO <sub>2</sub>                    | 5.942.718,167   | CO <sub>2</sub>                   | 4.779.436,898   |
| H <sub>2</sub> O                   | 4.989.169,666   | H <sub>2</sub> O                  | 4.057.737,423   |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>      | 150.544.455,013 | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>     | 118.882.234,257 |
| O <sub>2</sub>                     | 20.785.907,895  | O <sub>2</sub>                    | 16.884.774,912  |
| CH <sub>4</sub>                    | 10.255,478      | CH <sub>4</sub>                   | 8.166,809       |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>      | 13.133,514      | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>     | 10.352,169      |
| N <sub>2</sub>                     | 89.812.924,005  | N <sub>2</sub>                    | 73.234.916,871  |
|                                    |                 |                                   | 221.883.154,006 |
|                                    |                 | Q serap                           | 56.077.340,544  |
| <b>277.960.494,549</b>             |                 | <b>277.960.494,549</b>            |                 |

#### 4. *Heat Exchanger* (E-122)

Fungsi : memanaskan etilen dan oksigen sebelum masuk reaktor (R-110)



Keterangan aliran:

<3>' aliran etilen dan udara dengan suhu 58°C

<3>' aliran etilen dan udara dengan suhu 200°C

<4>' aliran etilen oksida dengan suhu 200°C

<4>' aliran etilen oksida dengan suhu 47°C

**Aliran <3>''**

$$T = 200^{\circ}\text{C} = 473 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_4 &= \int_{25}^{200} C_p dT = \int_{25}^{200} 40,750 + 1,147 \cdot 10^{-1} T + -6,891 \cdot 10^{-5} T^2 + 1,766 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 40,750 (200-25) + 1,147 \cdot 10^{-1} (200^2-25^2) + -6,891 \cdot 10^{-5} (200^3-25^3) \\ &\quad + 1,766 \cdot 10^{-8} (200^4-25^4) \\ &= 9.213,067 \text{ J/gmol} = 2.201,976 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ C}_2\text{H}_4 &= n \times \int_{25}^{200} C_p dT \\ &= 60.907,113 \times 2.201,976 \\ &= 134.115.999,046 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 &= \int_{25}^{200} C_p dT = \int_{25}^{200} 29,100 + 1,158 \cdot 10^{-2} T + -6,076 \cdot 10^{-6} T^2 + 1,311 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 29,100 (200-25) + 1,158 \cdot 10^{-2} (200^2-25^2) + -6,076 \cdot 10^{-6} (200^3-25^3) \\ &\quad + 1,311 \cdot 10^{-8} (200^4-25^4) \\ &= 5.304,835 \text{ J/gmol} = 1.267,886 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ O}_2 &= n \times \int_{25}^{200} C_p dT \\ &= 20.302,371 \times 1.267,886 \\ &= 25.741.089,461 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_4 &= \int_{25}^{200} C_p dT = \int_{25}^{200} 34,310 + 5,469 \cdot 10^{-2} T + 3,661 \cdot 10^{-6} T^2 + -1,100 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 34,310 (200-25) + 5,469 \cdot 10^{-2} (200^2-25^2) + 3,661 \cdot 10^{-6} (200^3-25^3) \\ &\quad + -1,100 \cdot 10^{-8} (200^4-25^4) \\ &= 7.086,304 \text{ J/gmol} = 1.693,667 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ CH}_4 &= n \times \int_{25}^{200} C_p dT \\ &= 4,824 \times 1.693,667 \end{aligned}$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 &= 8.170,244 \text{ kkal} \\
 \text{C}_2\text{H}_6 &= \int_{25}^{200} C_p \, dT = \int_{25}^{200} 49,370 + 1,392 \cdot 10^{-1} T + -5,816 \cdot 10^{-5} T^2 + 7,280 \cdot 10^{-9} T^3 \, dT \\
 &= 49,370 (200-25) + 1,392 \cdot 10^{-1} (200^2-25^2) + -5,816 \cdot 10^{-5} (200^3-25^3) \\
 &\quad + 7,280 \cdot 10^{-9} (200^4-25^4) \\
 &= 11.228,371 \text{ J/gmol} = 2.683,645 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ C}_2\text{H}_6 &= n \times \int_{25}^{200} C_p \, dT \\
 &= 3,859 \times 2.683,645 \\
 &= 10.356,713 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{N}_2 &= \int_{25}^{200} C_p \, dT = \int_{25}^{200} 29,000 + 2,199 \cdot 10^{-3} T + 5,723 \cdot 10^{-6} T^2 + -2,871 \cdot 10^{-9} T^3 \, dT \\
 &= 29,000 (200-25) + 2,199 \cdot 10^{-3} (200^2-25^2) + 5,723 \cdot 10^{-6} (200^3-25^3) \\
 &\quad + -2,871 \cdot 10^{-9} (200^4-25^4) \\
 &= 5.132,376 \text{ J/gmol} = 1.226,667 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ N}_2 &= n \times \int_{25}^{34} C_p \, dT \\
 &= 59.725,026 \times 1.226,667 \\
 &= 73.262.739,204 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total H}_{3''} = 233.138.354,668 \text{ kkal}$$

### Aliran <4>''

$$T = 47^\circ\text{C} = 320 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_2\text{H}_4\text{O} &= \int_{25}^{47} C_p \, dT = \int_{25}^{47} (-0,385 + 2,346 \cdot 10^{-2} T + -9,296 \cdot 10^{-6} T^2) \, dT \\
 &= (-0,385 (239-25) + 2,346 \cdot 10^{-2} (239^2-25^2) + -9,296 \cdot 10^{-6} (239^3-25^3)) \times R \\
 &= 82,893 \text{ J/gmol} = 19,812 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

*Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$\begin{aligned} H_{C_2H_4O} &= n \times \int_{25}^{47} C_p dT \\ &= 5.481,640 \times 19,812 \\ &= 108.601,699 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CO_2 &= \int_{25}^{47} C_p dT = \int_{25}^{47} 36,110 + 4,233 \cdot 10^{-2} T + -2,887 \cdot 10^{-5} T^2 + 7,464 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\ &= 36,110 (47-25) + 4,233 \cdot 10^{-2} (47^2-25^2) + -2,887 \cdot 10^{-5} (47^3-25^3) \\ &\quad + 7,464 \cdot 10^{-9} (47^4-25^4) \\ &= 654,723 \text{ J/gmol} = 156,483 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{CO_2} &= n \times \int_{25}^{47} C_p dT \\ &= 2.826,090 \times 156,483 \\ &= 442.233,743 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2O &= \int_{25}^{47} C_p dT = \int_{25}^{47} 33,460 + 6,880 \cdot 10^{-3} T + 7,60410^{-6} T^2 + -3,593 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\ &= 33,460 (47-25) + 6,880 \cdot 10^{-3} (47^2-25^2) + 7,60410^{-6} (47^3-25^3) \\ &\quad + 3,593 \cdot 10^{-9} (47^4-25^4) \\ &= 805,113 \text{ J/gmol} = 192,427 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{H_2O} &= n \times \int_{25}^{47} C_p dT \\ &= 2.826,090 \times 192,427 \\ &= 543.815,084 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_2H_4 &= \int_{25}^{47} C_p dT = \int_{25}^{47} 40,750 + 1,147 \cdot 10^{-1} T + -6,891 \cdot 10^{-5} T^2 + 1,766 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 40,750 (47-25) + 1,147 \cdot 10^{-1} (47^2-25^2) + -6,891 \cdot 10^{-5} (47^3-25^3) \\ &\quad + 1,766 \cdot 10^{-8} (47^4-25^4) \\ &= 1.205,095 \text{ J/gmol} = 288,025 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

*Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$\begin{aligned} H_{C_2H_4} &= n \times \int_{25}^{47} C_p dT \\ &= 54.012,428 \times 288,025 \\ &= 15.556.913,241 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} O_2 &= \int_{25}^{47} C_p dT = \int_{25}^{47} 29,100 + 1,158 \cdot 10^{-2} T + -6,076 \cdot 10^{-6} T^2 + 1,311 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 29,100 (47-25) + 1,158 \cdot 10^{-2} (47^2-25^2) + -6,076 \cdot 10^{-6} (47^3-25^3) \\ &\quad + 1,311 \cdot 10^{-8} (47^4-25^4) \\ &= 646,339 \text{ J/gmol} = 154,240 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{O_2} &= n \times \int_{25}^{47} C_p dT \\ &= 426.317,308 \times 154,240 \\ &= 2.54.846,022 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CH_4 &= \int_{25}^{47} C_p dT = \int_{25}^{47} 34,310 + 5,469 \cdot 10^{-2} T + 3,661 \cdot 10^{-6} T^2 + -1,100 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 34,310 (47-25) + 5,469 \cdot 10^{-2} (47^2-25^2) + 3,661 \cdot 10^{-6} (47^3-25^3) \\ &\quad + -1,100 \cdot 10^{-8} (47^4-25^4) \\ &= 9,970 \text{ J/gmol} = 2,383 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{CH_4} &= n \times \int_{25}^{47} C_p dT \\ &= 4,824 \times 2,383 \\ &= 11,495 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_2H_6 &= \int_{25}^{47} C_p dT = \int_{25}^{47} 49,370 + 1,392 \cdot 10^{-1} T + -5,816 \cdot 10^{-5} T^2 + 7,280 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\ &= 49,370 (47-25) + 1,392 \cdot 10^{-1} (47^2-25^2) + -5,816 \cdot 10^{-5} (47^3-25^3) \\ &\quad + 7,280 \cdot 10^{-9} (47^4-25^4) \\ &= 834,203 \text{ J/gmol} = 199,379 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

*Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$\begin{aligned} H_{C_2H_6} &= n \times \int_{25}^{47} C_p dT \\ &= 3,859 \times 199,379 \\ &= 769,443 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_2 &= \int_{25}^{47} C_p dT = \int_{25}^{47} 29,000 + 2,199 \cdot 10^{-3} T + 5,723 \cdot 10^{-6} T^2 + -2,871 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\ &= 29,000 (47-25) + 2,199 \cdot 10^{-3} (47^2-25^2) + 5,723 \cdot 10^{-6} (47^3-25^3) \\ &\quad + -2,871 \cdot 10^{-9} (47^4-25^4) \\ &= 748,095 \text{ J/gmol} = 178,799 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{N_2} &= n \times \int_{25}^{234} C_p dT \\ &= 59.725,026 \times 178,799 \\ &= 10.678.774,254 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{Total } H_4 = 29.385.964,982 \text{ kkal}$$



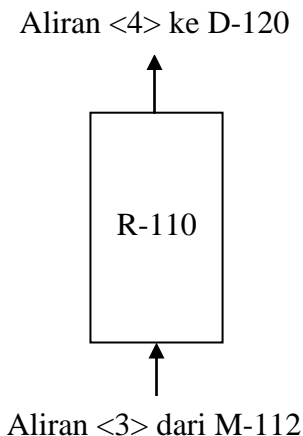
**Tabel B.11** Neraca Panas di *heat exchanger* (E-122)

| Masuk                               |                 | Keluar                            |                 |
|-------------------------------------|-----------------|-----------------------------------|-----------------|
| <b>Aliran &lt;3&gt;' dari E-121</b> |                 | <b>Aliran &lt;3&gt;' ke R-110</b> |                 |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>       | 22.018.661,221  | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>     | 134.115.999,046 |
| O <sub>2</sub>                      | 4.780.258,180   | O <sub>2</sub>                    | 25.741.089,461  |
| CH <sub>4</sub>                     | 1.405,560       | CH <sub>4</sub>                   | 8.170,244       |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>       | 1.691,956       | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>     | 10.356,713      |
| N <sub>2</sub>                      | 13.839.148,727  | N <sub>2</sub>                    | 73.262.739,204  |
|                                     | 40.641.165,644  |                                   | 233.138.354,668 |
| <b>Aliran &lt;4&gt;' dari R-110</b> |                 | <b>Aliran &lt;4&gt;' ke D-120</b> |                 |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O     | 4.025.534,666   | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O   | 108.601,699     |
| CO <sub>2</sub>                     | 4.779.436,898   | CO <sub>2</sub>                   | 442.233,743     |
| H <sub>2</sub> O                    | 4.057.737,423   | H <sub>2</sub> O                  | 543.815,084     |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>       | 118.882.234,257 | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>     | 15.556.913,241  |
| O <sub>2</sub>                      | 16.884.774,912  | O <sub>2</sub>                    | 2.054.846,022   |
| CH <sub>4</sub>                     | 8.166,809       | CH <sub>4</sub>                   | 11,495          |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>       | 10.352,169      | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>     | 769,443         |
| N <sub>2</sub>                      | 73.234.916,871  | N <sub>2</sub>                    | 10.678.774,254  |
|                                     | 221.883.154,006 |                                   | 29.385.964,982  |
| <b>262.524.319,7</b>                |                 | <b>262.524.319,7</b>              |                 |

## II. Tahap Pembentukan Etilen Oksida

### II.1 Reaktor Etilen Oksida (R-110)

Fungsi: mereaksikan etilen dan oksigen membentuk etilen oksida dengan bantuan katalis perak



Keterangan aliran:

<3> Gas campuran etilen dan udara

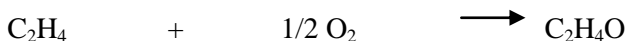
<4> Hasil reaksi dalam R-110 yaitu etilen oksida dan produk sampingnya

### Menghitung panas reaksi pada reaktor

Produk dan reaktan tidak pada suhu 25°C, sehingga perhitungan panas reaksi sebagai berikut:

$$Q = \Delta H_{R_x} = (H \text{ produk} - H \text{ reaktan}) + \Delta H_{R_x \text{ 25}}$$

Reaksi utama:



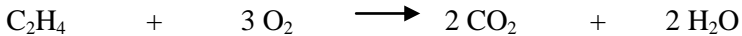
Menghitung  $H_{R_x \text{ 25}}$  pada reaksi utama

| Komponen                                  | $\text{C}_2\text{H}_4$ | $\text{O}_2$ | $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$ |
|---|------------------------|--------------|--------------------------------|
| $\Delta H_{f \text{ 25}}$<br>(kkal/kmol)  | 12.495,937             | 0,000        | -12.578,872                    |
| n (kmol)                                  | 5.481,640              | 2.740,820    | 5.481,640                      |
| $n \times \Delta H_{f \text{ 25}}$ (kkal) | 68.498.229,793         | 0,000        | -68.952.849,569                |

$$\begin{aligned} \Delta H_{R_x \text{ 25}} &= (n \times \Delta H_{f \text{ 25}} \text{ produk}) - (n \times \Delta H_{f \text{ 25}} \text{ reaktan}) \\ &= (-68.952.849,569) - (68.498.229,793) \\ &= -137.451.079,362 \text{ kkal} \end{aligned}$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

Reaksi samping



Menghitung  $H_{\text{Rx } 25}$  pada reaksi samping

| Komponen                                 | $\text{C}_2\text{H}_4$ | $\text{O}_2$ | $\text{CO}_2$ | $\text{H}_2\text{O}$ |
|--|------------------------|--------------|---------------|----------------------|
| $\Delta H_{\text{f } 25}$<br>(kkal/kmol) | 12.495,937             | 0,000        | -94.051,147   | -57.797,801          |
| n (kmol)                                 | 1.413,045              | 4.239,135    | 2.826,090     | 2.826,090            |
| n x $\Delta H_{\text{f } 25}$<br>(kkal)  | 17.657.321,458         | 0,000        | 265.797.011,1 | -163.341.791         |

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{Rx } 25} &= (n \times \Delta H_{\text{f } 25 \text{ produk}}) - (n \times \Delta H_{\text{f } 25 \text{ reaktan}}) \\ &= (265.797.011,1 + -163.341.791) - (17.657.321,458) \\ &= -446.796.123,199 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total panas reaksi } (\Delta H_{\text{Rx}}) &= \Delta H_{\text{Rx utama}} + \Delta H_{\text{Rx samping}} \\ &= -137.451.079,362 + \\ &\quad 446.796.123,199 \\ &= -584.247.202,561 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\sum \text{Panas masuk} &= \sum \text{Panas keluar} \\ H_{3''} &= H_4 + \Delta H_{\text{Rx}} \\ 233.138.354,668 \text{ kkal} &= (277.960.494,549 + - \\ &\quad 584.247.202,561) \\ &= -306.286.708,011 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\sum \text{Panas masuk} - \sum \text{Panas keluar} = 0$$

Karena  $\sum \text{Panas masuk} - \sum \text{Panas keluar}$  tidak sama dengan 0 dan bernilai negatif maka reaksi yang terjadi adalah reaksi eksoterm. Reaksi ini memerlukan pendingin, sehingga membutuhkan air pendingin.

Neraca panas total

$$\begin{aligned}H_{3''} &= H_4 + \Delta H_{\text{Rx}} + Q_{\text{serap}} \\ 233.138.354,668 &= (277.960.494,549 + -584.247.202,561) + Q_{\text{serap}}\end{aligned}$$

$$Q_{\text{serap}} = 539.425.062,680 \text{ kkal}$$

Menghitung massa air yang digunakan

$$\text{Suhu air masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar} = 55^\circ\text{C}$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$H \text{ air masuk} = n \int_{25}^{30} C_p dT$$

$$H \text{ air masuk} = \frac{m}{18} \int_{25}^{30} 18,286 + 4,721 \cdot 10^{-1} T + (-1,339 \cdot 10^{-3}) T^2 + 1,314 \cdot 10^{-6} T^3 dT$$

$$H \text{ air masuk} = 2,010 \text{ m}$$

$$H \text{ air masuk} = n \int_{25}^{55} C_p dT$$

$$H \text{ air masuk} = \frac{m}{18} \int_{25}^{55} 18,286 + 4,721 \cdot 10^{-1} T + (-1,339 \cdot 10^{-3}) T^2 + 1,314 \cdot 10^{-6} T^3 dT$$

$$H \text{ air masuk} = 13,952 \text{ m}$$

$$Q \text{ serap} = H \text{ air keluar} - H \text{ air masuk}$$

$$539.425.062,680 = 13,952 \text{ m} - 2,010 \text{ m}$$

$$= 11,941 \text{ m}$$

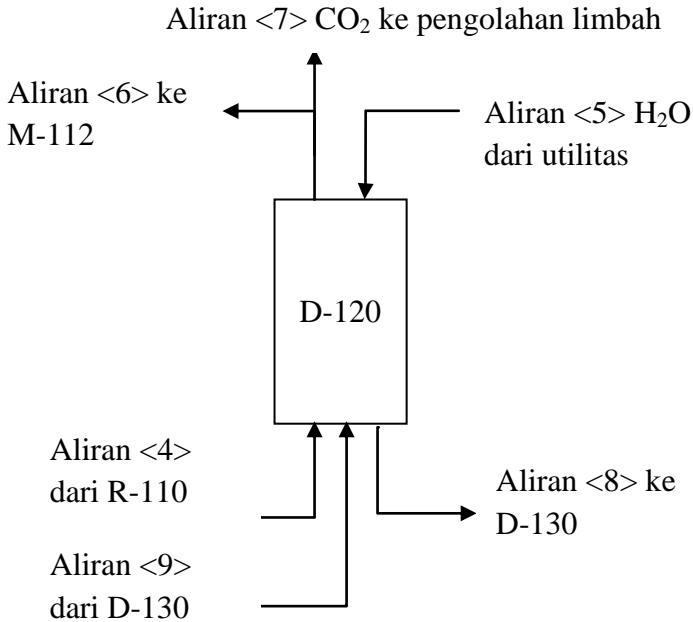
$$\text{Massa air} = 45.172.748,179 \text{ kg}$$

**Tabel B.12 Neraca Panas di Reaktor (R-110)**

| Masuk                         |                 | Keluar                          |                 |
|-------------------------------|-----------------|---------------------------------|-----------------|
| <b>Aliran &lt;3&gt;''</b>     |                 | <b>Aliran &lt;4&gt;</b>         |                 |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | 134.115.999,046 | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O | 5.861.930,812   |
| O <sub>2</sub>                | 25.741.089,461  | CO <sub>2</sub>                 | 5.942.718,167   |
| CH <sub>4</sub>               | 8.170,244       | H <sub>2</sub> O                | 4.989.169,666   |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 10.356,713      | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>   | 150.544.455,013 |
| N <sub>2</sub>                | 73.262.739,204  | O <sub>2</sub>                  | 20.785.907,895  |
|                               |                 | CH <sub>4</sub>                 | 10.255,478      |
|                               |                 | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 13.133,514      |
|                               |                 | N <sub>2</sub>                  | 89.812.924,005  |
|                               |                 |                                 | 277.960.494,549 |
|                               |                 | ΔH <sub>rxn</sub> 25°C          | -584247202,561  |
|                               |                 | Q serap                         | 539.425.062,680 |
| <b>233.138.354,668</b>        |                 | <b>233.138.354,668</b>          |                 |

## II.2 Absorber (D-120)

Fungsi: untuk memisahkan etilen oksida dari produk reaktor (R-110) dengan menggunakan air



Keterangan aliran:

- <4> Produk reaktor etilen oksida R-110
- <5> aliran air dari utilitas
- <6> campuran gas yang tidak terserap oleh air
- <7> gas CO<sub>2</sub>
- <8> campuran etilen oksida dan air
- <9> aliran etilen oksida *recycle*

**Aliran <5>**

$$T = 30^{\circ}\text{C} = 293 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \int_{25}^{30} C_p dT \int_{25}^{30} 18,286 + 4,721 \cdot 10^{-1} T + (-1,339 \cdot 10^{-3}) T^2 + 1,314 \cdot 10^{-6} T^3 dT \\ &= 18,286 (30-25) + 4,721 \cdot 10^{-1} (30^2-25^2) + -1,339 \cdot 10^{-3} (30^3-25^3) \\ &\quad + 1,314 \cdot 10^{-6} (30^4-25^4) \\ &= 151,410 \text{ J/gmol} = 36,188 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H H}_2\text{O} &= n \times \int_{25}^{47} C_p dT \\ &= 117.769,994 \times 36,188 \\ &= 4.261.843,940 \text{ kkal} \end{aligned}$$

**Aliran <6>**

$$T = 40^{\circ}\text{C} = 313 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_4 &= \int_{25}^{40} C_p dT = \int_{25}^{40} 40,750 + 1,147 \cdot 10^{-1} T + -6,891 \cdot 10^{-5} T^2 + 1,766 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 40,750 (40-25) + 1,147 \cdot 10^{-1} (40^2-25^2) + -6,891 \cdot 10^{-5} (40^3-25^3) \\ &\quad + 1,766 \cdot 10^{-8} (40^4-25^4) \\ &= 666,065 \text{ J/gmol} = 159,193 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H C}_2\text{H}_4 &= n \times \int_{25}^{40} C_p dT \\ &= 54.012,428 \times 159,193 \\ &= 8.598.415,176 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 &= \int_{25}^{40} C_p dT = \int_{25}^{40} 29,100 + 1,158 \cdot 10^{-2} T + -6,076 \cdot 10^{-6} T^2 + 1,311 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 29,100 (40-25) + 1,158 \cdot 10^{-2} (40^2-25^2) + -6,076 \cdot 10^{-6} (40^3-25^3) \\ &\quad + 1,311 \cdot 10^{-8} (40^4-25^4) \\ &= 442,048 \text{ J/gmol} = 105,652 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

*Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$\begin{aligned} H_{O_2} &= n \times \int_{25}^{40} C_p dT \\ &= 13.322,416 \times 105,652 \\ &= 1.407.539,937 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CH_4 &= \int_{25}^{40} C_p dT = \int_{25}^{40} 34,310 + 5,469 \cdot 10^{-2} T + 3,661 \cdot 10^{-6} T^2 + -1,100 \cdot 10^{-8} T^3 dT \\ &= 34,310 (40-25) + 5,469 \cdot 10^{-2} (40^2-25^2) + 3,661 \cdot 10^{-6} (40^3-25^3) \\ &\quad + -1,100 \cdot 10^{-8} (40^4-25^4) \\ &= 541,364 \text{ J/gmol} = 129,389 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{CH_4} &= n \times \int_{25}^{40} C_p dT \\ &= 2,410 \times 129,389 \\ &= 311,783 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_2H_6 &= \int_{25}^{40} C_p dT = \int_{25}^{40} 49,370 + 1,392 \cdot 10^{-1} T + -5,816 \cdot 10^{-5} T^2 + 7,280 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\ &= 49,370 (40-25) + 1,392 \cdot 10^{-1} (40^2-25^2) + -5,816 \cdot 10^{-5} (40^3-25^3) \\ &\quad + 7,280 \cdot 10^{-9} (40^4-25^4) \\ &= 807,476 \text{ J/gmol} = 192,991 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{C_2H_6} &= n \times \int_{25}^{40} C_p dT \\ &= 1,928 \times 192,991 \\ &= 372,033 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_2 &= \int_{25}^{40} C_p dT = \int_{25}^{40} 29,000 + 2,199 \cdot 10^{-3} T + 5,723 \cdot 10^{-6} T^2 + -2,871 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\ &= 29,000 (40-25) + 2,199 \cdot 10^{-3} (40^2-25^2) + 5,723 \cdot 10^{-6} (40^3-25^3) \\ &\quad + -2,871 \cdot 10^{-9} (40^4-25^4) \\ &= 436,163 \text{ J/gmol} = 104,245 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 H_{N_2} &= n \times \int_{25}^{40} C_p dT \\
 &= 29.715.967 \times 104,245 \\
 &= 3.097.752,723 \text{ kkal} \\
 \text{Total } H_8 &= 13.104.391,652 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Aliran <7>

$$T = 40^\circ\text{C} = 313 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 CO_2 &= \int_{25}^{40} C_p dT = \int_{25}^{40} 36,110 + 4,233 \cdot 10^{-2} T + -2,887 \cdot 10^{-5} T^2 + 7,464 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\
 &= 36,110 (40-25) + 4,233 \cdot 10^{-2} (40^2-25^2) + -2,887 \cdot 10^{-5} (40^3-25^3) \\
 &\quad 7,464 \cdot 10^{-9} (40^4-25^4) \\
 &= 561,824 \text{ J/gmol} = 134,279 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{CO_2} &= n \times \int_{25}^{47} C_p dT \\
 &= 2.826,090 \times 134,279 \\
 &= 379.485,260 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Aliran <8>

$$T = 46^\circ\text{C} = 319 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 C_2H_4O &= \int_{25}^{46} C_p dT = \int_{25}^{46} (-0,385 + 2,346 \cdot 10^{-2} T + -9,296 \cdot 10^{-6} T^2) R \\
 &= (-0,385 (46-25) + 2,346 \cdot 10^{-2} (46^2-25^2) + -9,296 \cdot 10^{-6} (46^3-25^3)) \\
 &\quad \times 8,314 \\
 &= 76,105 \text{ J/gmol} = 18,190 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{C_2H_4O} &= n \times \int_{25}^{46} C_p dT \\
 &= 5.4816,402 \times 18,190 \\
 &= 997.086,626 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$



## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 H_{H_2O} &= \int_{25}^{46} C_p dT = \int_{25}^{46} 33,460 + 6,880 \cdot 10^{-3} T + 7,60410^{-6} T^2 + 3,593 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\
 &= 33,460 (46-25) + 6,880 \cdot 10^{-3} (46^2-25^2) + 7,60410^{-6} (46^3-25^3) \\
 &\quad + 3,593 \cdot 10^{-9} (46^4-25^4) \\
 &= 700,858 \text{ J/gmol} = 167,509 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{H_2O} &= n \times \int_{25}^{46} C_p dT \\
 &= 120.596,084 \times 167,509 \\
 &= 20.200.930,481 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

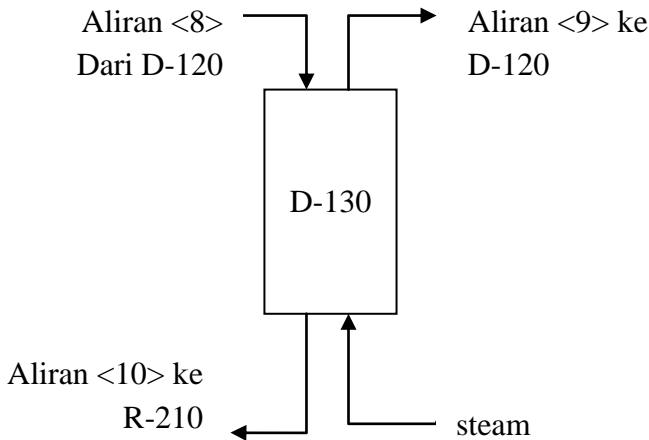
$$\text{Total } H_8 = 21.198.016,107 \text{ kkal}$$

**Tabel B.13** Neraca Panas di Absorber (D-120)

| Masuk  | Keluar   |
|--|--|
| <b>Aliran &lt;4&gt;'' dari R-110</b>               | <b>Aliran &lt;6&gt; ke M-112</b>                     |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O      108.601,699   | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 8.598.415,176          |
| CO <sub>2</sub> 442.233,743                        | O <sub>2</sub> 1.407.539,937                         |
| H <sub>2</sub> O           543.815,084             | CH <sub>4</sub> 311,783                              |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 15.556.913,241       | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> 372,033                |
| O <sub>2</sub> 2.054.846,022                       | N <sub>2</sub> 3.097.752,723                         |
| CH <sub>4</sub> 11,495                             | 13.104.391,652                                       |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> 769,443              | <b>Aliran &lt;7&gt; ke unit limbah</b>               |
| N <sub>2</sub> 10.678.774,254                      | CO <sub>2</sub> 379.485,260                          |
| 29.385.964,982                                     | <b>Aliran &lt;8&gt; ke D-130</b>                     |
| <b>Aliran &lt;5&gt; dari utilitas</b>              | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O          997.085,626 |
| H <sub>2</sub> O          4.261.843,940            | H <sub>2</sub> O            20.200.930,481           |
| <b>Aliran &lt;9&gt; dari D-130</b>                 | 21.198.016,107                                       |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O      1.034.084,098 |  |
| <b>34.681.893,020</b>                              | <b>34.681.893,020</b>                                |

### II.3 Stripper (D-130)

Fungsi: untuk memisahkan etilen oksida dari air dengan menggunakan *steam*



Keterangan aliran:

<8> campuran etilen oksida dan air

<9> etilen oksida yang terpisah dengan air

<10> campuran etilen oksida dan air dengan komposisi etilen oksida 10% berat

**Aliran <9>**

$$T = 48^{\circ}\text{C} = 321 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_4\text{O} &= \int_{25}^{48} \text{C}_p \, dT = \int_{25}^{48} (-0,385 + 2,346 \cdot 10^{-2} T + -9,296 \cdot 10^{-6} T^2) \, R \\ &= (-0,385 (48-25) + 2,346 \cdot 10^{-2} (48^2-25^2) + -9,296 \cdot 10^{-6} (48^3-25^3)) \\ &\quad \times 8,314 \\ &= 87,699 \text{ J/gmol} = 20,961 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\text{H C}_2\text{H}_4\text{O} = n \times \int_{25}^{48} \text{C}_p \, dT$$

*Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$= 49.334,762 \times 20,961$$

$$= 1.034.084,098 \text{ kkal}$$

**Aliran <10>**

$$T = 55^{\circ}\text{C} = 338 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_4\text{O} &= \int_{25}^{55} C_p dT = \int_{25}^{55} (-0,385 + 2,346 \cdot 10^{-2} T + -9,296 \cdot 10^{-6} T^2) dT \\ &= (-0,385 (55-25) + 2,346 \cdot 10^{-2} (55^2-25^2) + \\ &\quad -9,296 \cdot 10^{-6} (55^3-25^3)) \times 8,314 \\ &= 134,181 \text{ J/gmol} = 32,070 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} &= n \times \int_{25}^{55} C_p dT \\ &= 5.481,640 \times 32,070 \\ &= 175.796,065 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \int_{25}^{55} C_p dT = \int_{25}^{55} (33,460 + 6,880 \cdot 10^{-3} T + 7,604 \cdot 10^{-6} T^2 + 3,593 \cdot 10^{-9} T^3) dT \\ &= 33,460 (55-25) + 6,880 \cdot 10^{-3} (55^2-25^2) + 7,604 \cdot 10^{-6} (55^3-25^3) \\ &\quad + 3,593 \cdot 10^{-9} (55^4-25^4) \\ &= 1.050,739 \text{ J/gmol} = 251,133 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ H}_2\text{O} &= n \times \int_{25}^{46} C_p dT \\ &= 120.596,084 \times 251,133 \\ &= 30.285.625,389 \text{ kkal} \end{aligned}$$

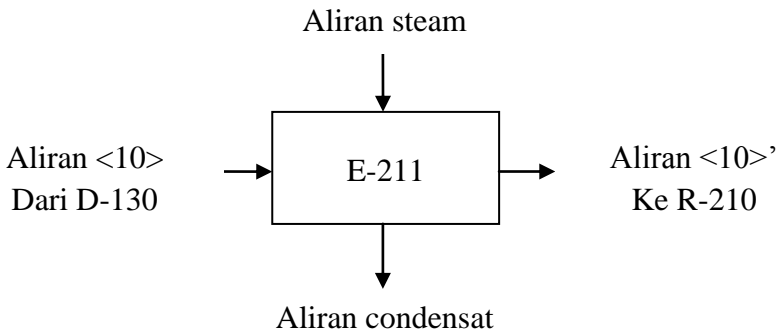
$$\text{Total } H_{10} = 30.461.421,454 \text{ kkal}$$

**Tabel Tabel B.14** Neraca Panas di Stripper (D-130)

| Masuk                              |                | Keluar                            |                |
|------------------------------------|----------------|-----------------------------------|----------------|
| <b>Aliran &lt;8&gt; dari D-120</b> |                | <b>Aliran &lt;9&gt; ke D-120</b>  |                |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O    | 997.085,626    | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O   | 1.034.084,098  |
| H <sub>2</sub> O                   | 20.200.930,481 | <b>Aliran &lt;10&gt; ke R-210</b> |                |
|                                    | 21.198.016,107 | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O   | 175.796,065    |
| steam                              | 10.297.489,445 | H <sub>2</sub> O                  | 30.285.625,389 |
|                                    |                |                                   | 30.461.421,454 |
| <b>32.037.478,680</b>              |                | <b>32.037.478,680</b>             |                |

### 5. Heater (E-211)

Fungsi : memanaskan etilen oksida dan air sebelum masuk reaktor (R-210)



Keterangan aliran:

<10> aliran etilen oksida dan air dengan suhu 55°C

<3>\' aliran etilen oksida dan air dengan suhu 145°C

**Aliran <10>\'**

$$T = 145^{\circ}\text{C} = 418 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_2\text{H}_4\text{O} &= \int_{25}^{145} C_p dT = \int_{25}^{145} (-0,385 + 2,346 \cdot 10^{-2} T + -9,296 \cdot 10^{-6} T^2) R \\
 &= (-0,385 (145-25) + 2,346 \cdot 10^{-2} (145^2-25^2) + \\
 &\quad -9,296 \cdot 10^{-6} (145^3-25^3)) \times 8,314
 \end{aligned}$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$= 1.527,547 \text{ J/gmol} = 365,092 \text{ kkal/kmol}$$

$$\begin{aligned} H_{C_2H_4O} &= n \times \int_{25}^{145} C_p dT \\ &= 5.481,640 \times 365,092 \\ &= 2.001.305,248 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{H_2O} &= \int_{25}^{145} C_p dT = \int_{25}^{145} 33,460 + 6,880 \cdot 10^{-3} T + 7,60410^{-6} T^2 + 3,593 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\ &= 33,460 (145-25) + 6,880 \cdot 10^{-3} (145^2-25^2) + 7,60410^{-6} (145^3-25^3) \\ &\quad + 3,593 \cdot 10^{-9} (145^4-25^4) \\ &= 5.801,573 \text{ J/gmol} = 1.386,609 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{H_2O} &= n \times \int_{25}^{46} C_p dT \\ &= 120.596,084 \times 1.386,609 \\ &= 167.219.630,817 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{Total } H_{10'} = 169.220.936,065 \text{ kkal}$$

$$H_3 + Q_{supply} = H_{3'} + Q_{loss}$$

$$Q_{loss} = 0,05 Q_{supply}$$

$$\begin{aligned} H_{10} + Q_{supply} &= H_{10'} + Q_{loss} \\ 30.461.421,454 + Q_{supply} &= 169.220.936,065 + 0,05 Q_{supply} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 0,95 Q_{supply} &= 138.759.514,611 \\ Q_{supply} &= 146.062.646,959 \text{ kkal} \\ Q_{loss} &= 7.303.132,348 \text{ kkal} \end{aligned}$$

### Menghitung steam yang dibutuhkan

$$Q_{supply} = 30.918.067,098 \text{ kkal}$$

$$\text{Steam suhu } 123^\circ\text{C}, \lambda = 2193,750 \text{ kkal/kg}$$

$$Q = m \times \lambda$$

$$146.062.646,959 = m \times 2193,750$$

$$m = 66.581,264 \text{ kg}$$

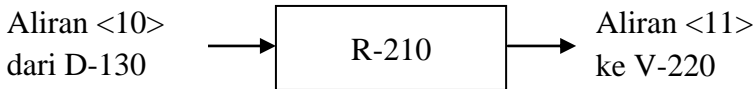
**Tabel B.15** Neraca Panas di *Heater* (E-211)

| Masuk                               |                        | Keluar                             |                        |
|-------------------------------------|------------------------|------------------------------------|------------------------|
| <b>Aliran &lt;10&gt; dari M-112</b> |                        | <b>Aliran &lt;10&gt;' ke E-114</b> |                        |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O     | 175.796,065            | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O    | 2.001.305,248          |
| H <sub>2</sub> O                    | 30.285.625,389         | H <sub>2</sub> O                   | 167.219.630,817        |
|                                     | 30.461.421,454         |                                    | 169.220.936,065        |
| <i>Q supply</i>                     | 146.062.646,959        | <i>Q loss</i>                      | 7.303.132,348          |
|                                     | <b>176.524.068,413</b> |                                    | <b>176.524.068,413</b> |

## II. Tahap Pembentukan Etilen Glikol

### II.1 Reaktor Etilen Glikol (R-210)

Fungsi: mereaksikan etilen dan oksigen membentuk etilen oksida dengan bantuan katalis perak



Keterangan aliran:

<3> Gas campuran etilen dan udara

<4> Hasil reaksi dalam R-210 yaitu monoetilen glikol, dietilen glikol dari trietilen glikol

### Menghitung *enthaphy* aliran <11>

$$T = 190^{\circ}\text{C} = 463 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 C_2H_6O_2 &= \int_{25}^{190} C_p dT = \int_{25}^{190} (35,54 + 436,78 T + -0,18486 T^2) \\
 &= (35,54 (190-25) + 436,78 (190^2-25^2) + -0,18486 (190^3-25^3)) \\
 &= 7.331.560,583 \text{ J/kmol} = 1752,285 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H C_2H_6O_2 &= n \times \int_{25}^{190} C_p dT \\
 &= 4.833,710 \times 1752,285 \\
 &= 8.470.038,234 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

*Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$C_4H_{10}O_3 = \int_{298}^{463} C_p dT = \int_{298}^{463} \left( (13,370 + \left( \frac{-0,093}{100} T \right) + \left( \frac{0,539}{100} T^2 \right) dT \right) R$$

$$\begin{aligned} C_4H_{10}O_3 &= ((13,370 (463-25) + 436,78 \left( \frac{463^2}{100} - \frac{298^2}{100} \right) \\ &+ -0,18486 \left( \frac{463^3}{100} - \frac{298^3}{100} \right) )) \times 8,314 \\ &= 1.088.876,791 \text{ J/gmol} = 260.247,799 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H C_4H_{10}O_3 &= n \times \int_{298}^{463} C_p dT \\ &= 309,165 \times 260.247,799 \\ &= 80.459.382,240 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$C_6H_{14}O_4 = \int_{298}^{463} C_p dT = \int_{298}^{463} \left( (14,839 + \left( \frac{1,372}{100} T \right) + \left( \frac{0,267}{100} T^2 \right) dT \right) R$$

$$\begin{aligned} C_6H_{14}O_4 &= ((14,839 (463-25) + 1,372 \left( \frac{463^2}{100} - \frac{298^2}{100} \right) \\ &+ 0,267 \left( \frac{463^3}{100} - \frac{298^3}{100} \right) )) \times 8,314 \\ &= 542.538,434 \text{ J/gmol} = 129.669,7977 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H C_6H_{14}O_4 &= n \times \int_{298}^{463} C_p dT \\ &= 9,867 \times 129.669,7977 \\ &= 1.279.445,712 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2O &= \int_{25}^{190} C_p dT = \int_{25}^{190} 33,460 + 6,880.10^{-3} T + .7,60410^{-6} T^2 + -3,593 .10^{-9} T^3 dT \\ &= 33,460 (190-25) + 6,880.10^{-3} (190^2-25^2) + 7,60410^{-6} (190^3-25^3) \\ &+ 3,593 .10^{-9} (190^4-25^4) \\ &= 8.765,556 \text{ J/gmol} = 2.095,018 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

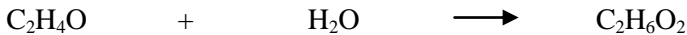
$$\begin{aligned}
 H_{H_2O} &= n \times \int_{25}^{190} C_p dT \\
 &= 115.443,342 \times 2.095,018 \\
 &= 241.855.889,288 \text{ kkal} \\
 \text{Total } H_{11} &= 332.064.755,473 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Menghitung panas reaksi pada reaktor

Produk dan reaktan tidak pada suhu 25°C, sehingga perhitungan panas reaksi sebagai berikut:

$$Q = \Delta H_{Rx} = (H_{\text{produk}} - H_{\text{reaktan}}) + \Delta H_{Rx\ 25}$$

Reaksi utama:

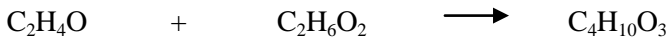


Menghitung  $H_{Rx\ 25}$  pada reaksi utama

| Komponen                       | $C_2H_4O$       | $H_2O$          | $C_2H_6O_2$      |
|--------------------------------|-----------------|-----------------|------------------|
| $\Delta H_{f\ 25}$ (kkal/kmol) | -12.578,872     | -57.797,801     | -108.699,809     |
| n (kmol)                       | 5.152,742       | 5.152,742       | 5.152,742        |
| n x $\Delta H_{f\ 25}$ (kkal)  | -64.815.678,595 | 297.817.144,060 | -560.102.044,935 |

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{Rx\ 25} &= (n \times \Delta H_{f\ 25\ \text{produk}}) - (n \times \Delta H_{f\ 25\ \text{reaktan}}) \\
 &= (-560.102.044,935) - (-64.815.678,595 + - \\
 &\quad 297.817.144,060) \\
 &= -197.469.222,280 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi samping



Menghitung  $H_{Rx\ 25}$  pada reaksi samping

| Komponen                       | $C_2H_4O$      | $C_2H_6O_2$     | $C_4H_{10}O_3$ |
|--------------------------------|----------------|-----------------|----------------|
| $\Delta H_{f\ 25}$ (kkal/kmol) | -12.78,872     | -108.699,809    | -384,460       |
| n (kmol)                       | 319,031        | 319,031         | 319,031        |
| n x $\Delta H_{f\ 25}$ (kkal)  | -4.013.055,845 | -34.678.658,527 | -122.654,834   |



## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{R_{x\ 25}} &= (n \times \Delta H_{f\ 25\ \text{produk}}) - (n \times \Delta H_{f\ 25\ \text{reaktan}}) \\
 &= (-122.654,834) - (-4.013.055,845 + - \\
 &\quad 34.678.658,527) \\
 &= 385.69.059,537\ \text{kcal}
 \end{aligned}$$

Reaksi samping



Menghitung  $H_{R_{x\ 25}}$  pada reaksi samping

| Komponen                           | $C_2H_4O$    | $C_4H_{10}O_3$ | $C_6H_{14}O_4$ |
|------------------------------------|--------------|----------------|----------------|
| $\Delta H_{f\ 25}$ (kcal/kmol)     | -12.578,872  | -384,460       | -417,360       |
| n (kmol)                           | 9,867        | 9,867          | 9,867          |
| $n \times \Delta H_{f\ 25}$ (kcal) | -124.115,129 | -3.793,448     | -4.118,071     |

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{R_{x\ 25}} &= (n \times \Delta H_{f\ 25\ \text{produk}}) - (n \times \Delta H_{f\ 25\ \text{reaktan}}) \\
 &= (-4.118,071) - (-124.115,129 + -3.793,448) \\
 &= 123.790,506\ \text{kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total panas reaksi } (\Delta H_{R_x}) &= \Delta H_{R_x\ \text{utama}} + \Delta H_{R_x\ \text{samping}} \\
 &\quad + \Delta H_{R_x\ \text{samping}} \\
 &= -197.469.222,280 + \\
 &\quad 385.69.059,537 + 123.790,506 \\
 &= -158.776.372,237\ \text{kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \sum \text{Panas masuk} &= \sum \text{Panas keluar} \\
 H_{10'} &= H_{11} + \Delta H_{R_x} \\
 169.220.936,065\ \text{kcal} &= (332.064.755,473 + - \\
 &\quad 158.776.372,237) \\
 &= -4.067.447,171\ \text{kcal}
 \end{aligned}$$

$$\sum \text{Panas masuk} - \sum \text{Panas masuk} = 0$$

Karena  $\sum \text{Panas masuk} - \sum \text{Panas masuk}$  tidak sama dengan 0 dan bernilai negatif maka reaksi yang terjadi adalah reaksi eksoterm. Reaksi ini memerlukan pendingin, sehingga membutuhkan air pendingin.

Neraca panas total

$$\begin{aligned}
 H_{10'} &= H_{11} + \Delta H_{R_x} + Q_{\text{serap}} \\
 169.220.936,065 &= (332.064.755,473 + -158.776.372,237) + Q_{\text{serap}}
 \end{aligned}$$

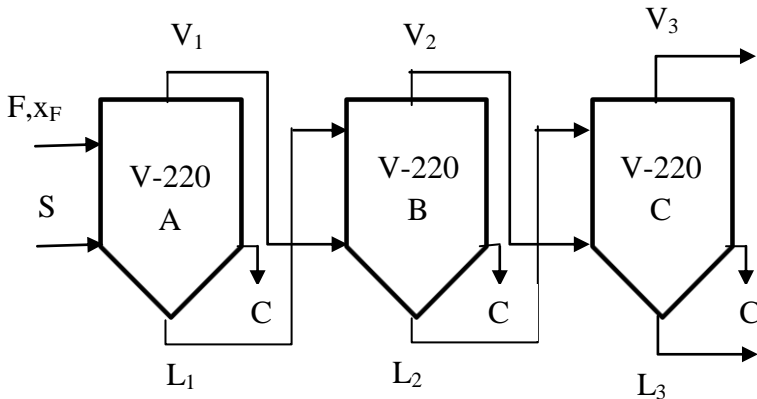
$$Q_{\text{serap}} = 4.067.447,171 \text{ kkal}$$

**Tabel Tabel B.16** Neraca Panas di Reaktor (R-210)

| Masuk                           |                 | Keluar  |                 |
|---------------------------------|-----------------|---|-----------------|
| <b>Aliran &lt;10&gt;''</b>      |                 | <b>Aliran &lt;11&gt;</b>                      |                 |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O | 2.001.305,248   | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 8.470.038,234   |
| H <sub>2</sub> O                | 167.219.630,817 | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 80.459.382,240  |
|                                 | 169.220.936,065 | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.279.446,712   |
|                                 |                 | H <sub>2</sub> O                              | 241.855.889,288 |
|                                 |                 |   | 332.064.755,473 |
|                                 |                 | $\Delta H_{\text{rxn } 25^{\circ}\text{C}}$   | -158776372,237  |
|                                 |                 | Q serap                                       | -4.067.447,171  |
| <b>169.220.936,065</b>          |                 | <b>169.220.936,065</b>                        |                 |

### III.2 Evaporator (V-220)

Fungsi : memekatkan monoetilen glikol hingga konsentrasi 90% berat (PT. Polychem Tbk, 2012)



Keterangan aliran:

- F atau <11> : aliran larutan glikol 10% dan air dari R-210
- S : steam yang digunakan
- V<sub>1</sub> : uap air hasil dari V-220 A
- L<sub>1</sub> : larutan glikol pekat hasil dari V-220 A
- C : kondensat hasil dari V-220 A

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$V_2$  : uap air hasil dari V-220 B  
 $L_2$  : larutan glikol pekat hasil dari V-220 B  
 $C$  : kondensat hasil dari V-220 N  
 $V_3$  : uap air hasil dari V-220 C  
 $L_3$  atau <12> : larutan glikol pekat hasil dari V-220 C  
 $C$  : kondensat hasil dari V-220 C

Menghitung panas masuk pada suhu 190°C

| Komponen       | B<br>M | Massa<br>(kg) | Molar<br>(kmol) | $\int C_p dT$ | $H_{\text{masuk}}$ |
|----------------|--------|---------------|-----------------|---------------|--------------------|
| $C_2H_6O_2$    | 62     | 299.690       | 4.833           | 1.752         | 8.470.038          |
| $C_4H_{10}O_3$ | 106    | 32.771        | 309             | 260.248       | 80.459.382         |
| $C_6H_{14}O_4$ | 150    | 1.480         | 9,867           | 129.661       | 1.279.446          |
| $H_2O$         | 18     | 2.077.980     | 115.443         | 2.095         | 241.855.889        |
|                |        | 2.411.922     |                 |               | <b>332.064.755</b> |

Menghitung panas keluar pada suhu 64,887°C

| Komponen       | BM  | Massa<br>(kg) | Molar<br>(kmol) | $\int C_p dT$ | $H_{\text{keluar}}$ |
|----------------|-----|---------------|-----------------|---------------|---------------------|
| $C_2H_6O_2$    | 62  | 299.690       | 4.834           | 768.543       | 887.886,158         |
| $C_4H_{10}O_3$ | 106 | 32.771        | 309             | 181.354       | 13.400.593          |
| $C_6H_{14}O_4$ | 150 | 1.480         | 9,867           | 90.494        | 213.407,356         |
| $H_2O$         | 18  | 161           | 8,949           | 1.466         | 3.136,738           |
|                |     | 334.103       |                 |               | <b>14.505.023</b>   |

$$\begin{aligned}
 \text{Panas steam} &= S \times \lambda_{s1} \\
 &= 640.207,993 \times 449,926 \\
 &= 288.046.486,362 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panas vapor} &= V_3 \times H_3 \\
 &= 763.437,731 \times 634,224 \\
 &= 480.001.147,147 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\text{Panas masuk} + \text{panas steam} = \text{panas keluar} + \text{panas vapor} + q_{\text{loss}}$$

$$332.064.755,473 + 288.046.486,362 = 14.505.022,780 + 480.001.147,147 + q_{\text{loss}}$$

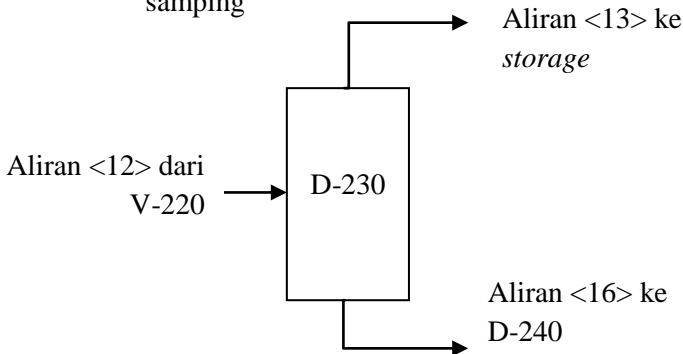
$$Q_{\text{loss}} = 125.605.071,908 \text{ kkal}$$

**Tabel B.17** Neraca Panas di Evaporator (V-220)

| Masuk   |                        | Keluar  |                        |
|---|------------------------|---|------------------------|
| <b>Aliran &lt;11&gt;</b>                      |                        | <b>Aliran &lt;12&gt;</b>                      |                        |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 8.470.038,234          | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 887.886,158            |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 80.459.382,240         | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 13.400.592,528         |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.279.445,712          | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 213.407,356            |
| H <sub>2</sub> O                              | 241.855.889,288        | H <sub>2</sub> O                              | 3.136,738              |
|   | 332.064.755,473        | Panas vapor                                   | 480.001.147,147        |
| Qsupply                                       | 288.046.486,362        | Qloss   | 125.605.071,908        |
|   | <b>619.863.291,420</b> |   | <b>619.863.291,420</b> |

### III.3 Kolom MEG (D-230)

Fungsi : memisahkan monoetilen glikol dari produk samping



Keterangan aliran:

<12> produk evaporator (V-220)

<13> distilat kolom MEG (D-230) sebagai produk monoetilen glikol

<16> produk bawah kolom MEG (D-230) sebagai produk dietilen glikol dan trietilen glikol

**Menghitung *enthaphy* aliran <12>**

$$T = 141,3^{\circ}\text{C} = 414,3 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2 &= \int_{25}^{141,3} \text{Cp dT} = \int_{25}^{141,3} ((35,54 + 436,78 \text{ T} + -0,18486 \text{ T}^2)) \\ &= ((35,54 (141,3-25) + 436,78 (141,3^2-25^2) + \\ &\quad -0,18486 (141,3^3-25^3))) \\ &= 4.055.070,018 \text{ J/kmol} = 969,185 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H C}_2\text{H}_4\text{O}_2 &= n \times \int_{25}^{141,3} \text{Cp dT} \\ &= 4.833,710 \times 969,185 \\ &= 4.684.759,500 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 = \int_{298}^{414,3} \text{Cp dT} = \int_{298}^{414,3} ((13,370 + \left(\frac{-0,093 \text{ T}}{100}\right) + \left(\frac{0,539}{100} \text{ T}^2\right) \text{dT})) \text{ R}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 &= ((13,370 (414,3-25) + 436,78 \left(\frac{414,3^2}{100} - \frac{298^2}{100}\right) + \\ &\quad (-0,18486) \left(\frac{414,3^3}{100} - \frac{298^3}{100}\right) \times )) 8,314 \\ &= 668.113,074 \text{ J/gmol} = 159.682,857 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 &= n \times \int_{298}^{414,3} \text{Cp dT} \\ &= 309,165 \times 159.682,857 \\ &= 49.368.271,600 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4 = \int_{298}^{414,3} \text{Cp dT} = \int_{298}^{414,3} ((14,839 + \left(\frac{1,372 \text{ T}}{100}\right) + \left(\frac{0,267}{100} \text{ T}^2\right) \text{dT})) \times \text{R}$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4 &= ((14,839 (414,3-25) + 1,372 (\frac{414,3^2}{100} - \frac{298^2}{100}) \\ &\quad + 0,267 (\frac{414,3^3}{100} - \frac{298^3}{100}))) \times 8,314 \\ &= 333.055,364 \text{ J/gmol} = 79.602,142 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4 &= n \times \int_{298}^{414,3} C_p dT \\ &= 9,867 \times 79.602,142 \\ &= 785.430,543 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \int_{25}^{141,3} C_p dT = \int_{25}^{141,3} 33,460 + 6,880 \cdot 10^{-3} T + 7,604 \cdot 10^{-6} T^2 + 3,593 \cdot 10^{-9} T^3 dT \\ &= 33,460 (141,3-25) + 6,880 \cdot 10^{-3} (141,3^2 - 25^2) + 7,604 \cdot 10^{-6} \\ &\quad (141,3^3 - 25^3) \\ &\quad + 3,593 \cdot 10^{-9} (141,3^4 - 25^4) \\ &= 5.571,100 \text{ J/gmol} = 1.331,525 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H H}_2\text{O} &= n \times \int_{25}^{190} C_p dT \\ &= 8,949 \times 1.331,525 \\ &= 11.916,267 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{Total H}_{12} = 54.850.377,910 \text{ kkal}$$

### Menghitung *enthaphy* aliran <15>

$$T = 139,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 412,5 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2 &= \int_{25}^{139,5} C_p dT = \int_{25}^{139,5} ((35,54 + 436,78 T + -0,18486 T^2)) \\ &= ((35,54 (139,5-25) + 436,78 (139,5^2 - 25^2) + \\ &\quad -0,18486 (139,5^3 - 25^3))) \\ &= 3951182,276 \text{ J/kmol} = 944,355 \text{ kkal/mol} \end{aligned}$$

*Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

$$\begin{aligned} H_{C_2H_6O_2} &= n \times \int_{25}^{139,5} C_p dT \\ &= 4.833,469 \times 944,355 \\ &= 4.564.511,366 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$C_4H_{10}O_3 = \int_{298}^{412,5} C_p dT = \int_{298}^{412,5} \left( (13,370 + \left( \frac{-0,093}{100} T \right) + \left( \frac{0,539}{100} T^2 \right) dT \right) \times R$$

$$\begin{aligned} C_4H_{10}O_3 &= (13,370 (412,5-25) + 436,78 \left( \frac{412,5^2}{100} - \frac{298^2}{100} \right) + \\ &\quad -0,18486 \left( \frac{412,5^3}{100} - \frac{298^3}{100} \right)) \times 8,314 \\ &= 654311,599 \text{ J/gmol} = 156384,225 \text{ kkal/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{C_4H_{10}O_3} &= n \times \int_{298}^{412,5} C_p dT \\ &= 1,546 \times 156384,225 \\ &= 241.742,259 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2O &= \int_{25}^{139,5} C_p dT = \int_{25}^{139,5} (33,460 + 6,880 \cdot 10^{-3} T + 7,604 \cdot 10^{-6} T^2 + 3,593 \cdot 10^{-9} T^3) dT \\ &= 33,460 (139,5-25) + 6,880 \cdot 10^{-3} (139,5^2 - 25^2) \\ &\quad + 7,604 \cdot 10^{-6} (139,5^3 - 25^3) \\ &\quad + 3,593 \cdot 10^{-9} (139,5^4 - 25^4) \\ &= 5.459,827 \text{ J/gmol} = 1.304,920 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{H_2O} &= n \times \int_{25}^{139,5} C_p dT \\ &= 8,949 \times 1304,920 \\ &= 11.678,260 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{Total } H_{15} = 4.817.931,886 \text{ kkal}$$

**Menghitung *enthaphy* aliran <18>**

$$T = 182,17 \text{ }^{\circ}\text{C} = 455,17 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} C_2H_6O_2 &= \int_{25}^{182,17} C_p dT = \int_{25}^{182,17} (35,54 + 436,78 T + -0,18486 T^2) \\ &= (35,54 (182,17-25) + 436,78 (182,17^2-25^2) + \\ &\quad -0,18486 (182,17^3-25^3) ) \\ &= 6.745.003,235 \text{ J/kmol} = 1.612,094 \text{ kkal/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H C_2H_6O_2 &= n \times \int_{25}^{182,17} C_p dT \\ &= 0,242 \times 1.612,094 \\ &= 389,620 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_4H_{10}O_3 &= \int_{298}^{455,17} C_p dT = \int_{298}^{455,17} ((13,370 + \left(\frac{-0,093 T}{100}\right) + \left(\frac{0,539}{100} T^2\right) dT)) R \\ C_4H_{10}O_3 &= ((13,370 (455,17-25) + 436,78 \left(\frac{455,17^2}{100} - \frac{298^2}{100}\right) + \\ &\quad -0,18486 \left(\frac{455,17^3}{100} - \frac{298^3}{100}\right) )) \times 8,314 \\ &= 1.014.860,272 \text{ J/gmol} = 242.557,426 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H C_4H_{10}O_3 &= n \times \int_{298}^{455,17} C_p dT \\ &= 307,619 \times 242.557,426 \\ &= 74.615.196,198 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_6H_{14}O_4 &= \int_{298}^{455,17} C_p dT = \int_{298}^{455,17} ((14,839 + \left(\frac{1,372 T}{100}\right) + \left(\frac{0,267}{100} T^2\right) dT)) R \\ C_6H_{14}O_4 &= ((14,839 (455,17-25) + 1,372 \left(\frac{455,17^2}{100} - \frac{298^2}{100}\right) \end{aligned}$$



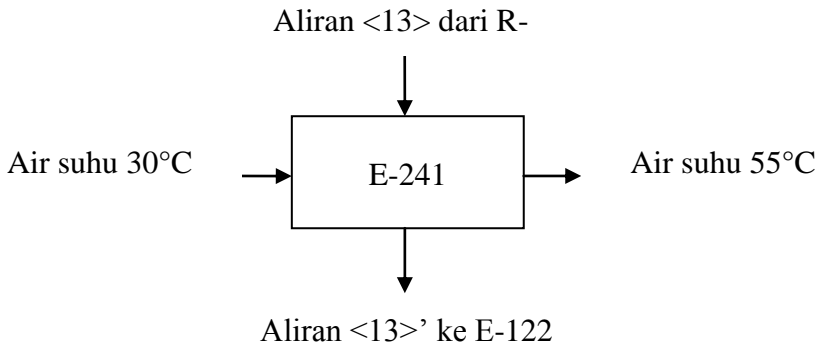
## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 &+ 0,267 \left( \frac{455,17^3}{100} - \frac{298^3}{100} \right) \times 8,314 \\
 &= 505.696,637 \text{ J/gmol} = 120.864,397 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4 &= n \times \int_{298}^{414,3} C_p dT \\
 &= 9,867 \times 120.864,397 \\
 &= 1.192.563,229 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total } H_{18} = 75.808.149,046 \text{ kkal}$$

Menghitung panas penyerapan kondensor (E-241)



Perhitungan panas kondensasi

Karena pada kondensor terjadi perubahan fase dari vapor menjadi liquid maka perlu dihitung panas kondensasi dari aliran keluar.

**Tabel B.18** Panas Kondensasi

| Komponen                                      | $\lambda$<br>(kkal/kmol) | n (kmol)  | Panas laten<br>(kkal) |
|---|--------------------------|-----------|-----------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 205,137                  | 4.833,469 | 991.523,401           |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 130,309                  | 1,546     | 201,435               |
| H <sub>2</sub> O                              | 99,511                   | 8,949     | 9.400,657             |
| Total   |                          |           | 1.001.125,493         |

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned} Q \text{ serap} &= H_{15} - H_{15}' + \text{panas laten} \\ &= 4.817.931,886 - 4.817.931,886 + 1.001.125,493 \\ &= 51.001.125,493 \text{ kkal} \end{aligned}$$

### Menghitung massa air yang digunakan

$$\text{Suhu air masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar} = 55^\circ\text{C}$$

$$H \text{ air masuk} = n \int_{25}^{30} C_p dT$$

$$H \text{ air masuk} = \frac{m}{18} \int_{25}^{30} 18,286 + 4,721 \cdot 10^{-1} T + (-1,339 \cdot 10^{-3}) T^2 + 1,314 \cdot 10^{-6} T^3 dT$$

$$H \text{ air masuk} = 2,010 \text{ m}$$

$$H \text{ air masuk} = n \int_{25}^{55} C_p dT$$

$$H \text{ air masuk} = \frac{m}{18} \int_{25}^{55} 18,286 + 4,721 \cdot 10^{-1} T + (-1,339 \cdot 10^{-3}) T^2 + 1,314 \cdot 10^{-6} T^3 dT$$

$$H \text{ air masuk} = 13,952 \text{ m}$$

$$Q \text{ serap} = H \text{ air keluar} - H \text{ air masuk}$$

$$51.001.125,493 = 13,952 \text{ m} - 2,010 \text{ m}$$

$$= 11,941 \text{ m}$$

$$\text{Massa air} = 83.836,649 \text{ kg}$$

### Menghitung panas yang disupply oleh reboiler

Berdasarkan neraca panas total kolom MEG

$$H_{12} + Q_{\text{supply}} = H_{15} + H_{18} + Q_{\text{serap}} + Q_{\text{loss}}$$

$$\begin{aligned} 54.850.377,910 + Q_{\text{supply}} &= 4.817.931,886 + \\ &75.808.149,046 + 51.001.125,493 \end{aligned}$$

$$+ 0,05 Q_{\text{supply}}$$

$$0,95 Q_{\text{supply}} = 26.776.828,514$$

$$Q_{\text{supply}} = 28.186.135,278 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 1.409.306,764 \text{ kkal}$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

### Menghitung steam yang dibutuhkan

$$Q_{supply} = 28.186.135,278 \text{ kkal}$$

$$\text{Steam suhu } 123^{\circ}\text{C}, \lambda = 2193,750 \text{ kkal/kg}$$

$$Q = m \times \lambda$$

$$28.186.135,278 = m \times 2193,750$$

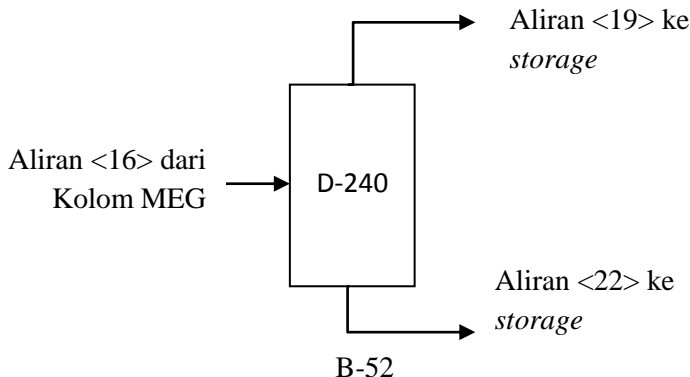
$$m = 12.848,381 \text{ kg}$$

**Tabel B.19** Neraca Panas Total di kolom MEG (D-230)

| Masuk   |                | Keluar  |                |
|---|----------------|---|----------------|
| <b>Aliran &lt;13&gt;</b>                      |                | <b>Aliran &lt;15&gt;</b>                      |                |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 4.684.759,500  | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 4.564.511,366  |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 49.368.271,600 | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 241.742,259    |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 785.430,543    | H <sub>2</sub> O                              | 11.678,260     |
| H <sub>2</sub> O                              | 11.916,267     |   | 4.817.931,886  |
|   | 54.850.377,910 | <b>Aliran &lt;18&gt;</b>                      |                |
| Q <sub>supply</sub>                           | 28.186.135,278 | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 389,620        |
|   |                | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 74.615.196,198 |
|   |                | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.192.563,229  |
|   |                |   | 75.808.149,046 |
|   |                | Q <sub>serap</sub>                            | 51.001.125,493 |
|   |                | Q <sub>loss</sub>                             | 1.409.306,764  |
| <b>83.036.513,188</b>                         |                | <b>83.036.513,188</b>                         |                |

### III.3 Kolom DEG (D-240)

Fungsi : memisahkan dietilen glikol dari trietilen glikol



Keterangan aliran:

<16> produk bawah kolom MEG

<19> distilat kolom DEG (D-240) sebagai produk dietilen glikol

<22> produk bawah kolom DEG (D-230) sebagai produk trietilen glikol

**Menghitung *enthalphy* aliran <18>**

$$T = 130,1^{\circ}\text{C} = 403,1 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2 &= \int_{25}^{130,1} \text{Cp dT} = \int_{25}^{130,1} (35,54 + 436,78 \text{ T} + -0,18486 \text{ T}^2) \\ &= (35,54 (130,1-25) + 436,78 (141,3^2-25^2) + -0,18486 (141,3^3-25^3)) \\ &= 3.428.983,847 \text{ J/kmol} = 819,547 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H C}_2\text{H}_4\text{O}_2 &= n \times \int_{25}^{130,1} \text{Cp dT} \\ &= 0,141 \times 819,547 \\ &= 115,854 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 = \int_{298}^{403,1} \text{Cp dT} = \int_{298}^{403,1} ((13,370 + \left(\frac{-0,093 \text{ T}}{100}\right) + \left(\frac{0,539}{100} \text{ T}^2\right) \text{dT})) \times \text{R}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 &= ((13,370 (403,1-25) + 436,78 \left(\frac{403,1^2}{100} - \frac{298^2}{100}\right) \\ &\quad + -0,18486 \left(\frac{403,1^3}{100} - \frac{298^3}{100}\right) ) ) \times 8,314 \\ &= 584.170,351 \text{ J/gmol} = 139.620,0647 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 &= n \times \int_{298}^{403,1} \text{Cp dT} \\ &= 217,384 \times 139.620,0647 \\ &= 30.351.149,942 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4 = \int_{298}^{403,1} \text{Cp dT} = \int_{298}^{403,1} ((14,839 + \left(\frac{1,372 \text{ T}}{100}\right) + \left(\frac{0,267}{100} \text{ T}^2\right) \text{dT})) \times \text{R}$$

$$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4 = ((14,839 (403,1-25) + 1,372 \left(\frac{403,1^2}{100} - \frac{298^2}{100}\right) + -0,00027 \left(\frac{403,1^3}{100} - \frac{298^3}{100}\right) ) ) \times 8,314$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$+ 0,267 \left( \frac{403,1^3}{100} - \frac{298^3}{100} \right) \right) \times 8,314$$

$$= 291.246,6614 \text{ J/gmol} = 69.609,623 \text{ kkal/kmol}$$

$$\text{H C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4 = n \times \int_{298}^{414,3} \text{Cp dT}$$

$$= 82,225 \times 69609,6227$$

$$= 5.723.623,499 \text{ kkal}$$

$$\text{Total H}_{18} = 36.074.889,295 \text{ kkal}$$

### Menghitung *enthaphy* aliran <21>

$$T = 129,6 \text{ }^\circ\text{C} = 402,6 \text{ K}$$

$$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2 = \int_{25}^{129,6} \text{Cp dT} = \int_{25}^{129,6} (35,54 + 436,78 \text{ T} + -0,18486 \text{ T}^2)$$

$$= (35,54 (129,6-25) + 436,78 (129,6^2-25^2)$$

$$+ -0,18486 (129,6^3-25^3) )$$

$$= 3.402.166,601 \text{ J/kmol} = 813,137 \text{ kkal/kmol}$$

$$\text{H C}_2\text{H}_4\text{O}_2 = n \times \int_{25}^{129,6} \text{Cp dT}$$

$$= 0,141 \times 813,137$$

$$= 114,948 \text{ kkal}$$

$$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 = \int_{298}^{402,6} \text{Cp dT} = \int_{298}^{402,6} \left( (13,370 + \left( \frac{-0,093 \text{ T}}{100} \right) + \left( \frac{0,539}{100} \text{ T}^2 \right) \text{dT} \right) \times \text{R}$$

$$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 = ((13,370 (402,6-298) + 436,78 \left( \frac{402,6^2}{100} - \frac{298^2}{100} \right)$$

$$+ -0,18486 \left( \frac{402,6^3}{100} - \frac{298^3}{100} \right) ) \times 8,314$$

$$= 580.529,459 \text{ J/gmol} = 138.749,871 \text{ kkal/kmol}$$

$$\text{H C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 = n \times \int_{298}^{403,1} \text{Cp dT}$$

$$= 217,338 \times 138.749,871$$

$$= 30.155.649,778 \text{ kkal}$$

## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$C_6H_{14}O_4 = \int_{298}^{402,6} C_p dT = \int_{298}^{402,6} \left( (14,839 + \left( \frac{1,372}{100} T \right) + \left( \frac{0,267}{100} T^2 \right) dT \right) \times R$$

$$\begin{aligned} C_6H_{14}O_4 &= ((14,839 (402,6-298) + 1,372 \left( \frac{402,6^2}{100} - \frac{298^2}{100} \right) \\ &\quad + 0,267 \left( \frac{402,6^3}{100} - \frac{298^3}{100} \right) )) \times 8,314 \\ &= 289.433,113 \text{ J/gmol} = 69.176,1743 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H C_6H_{14}O_4 &= n \times \int_{298}^{414,3} C_p dT \\ &= 0,822 \times 69.176,1743 \\ &= 56.879,8347 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{Total } H_{21} = 30.212.644,559 \text{ kkal}$$

### Menghitung *enthaphy* aliran <24>

$$T = 159^\circ\text{C} = 432 \text{ K}$$

$$C_4H_{10}O_3 = \int_{298}^{432} C_p dT = \int_{298}^{432} \left( (13,370 + \left( \frac{-0,093}{100} T \right) + \left( \frac{0,539}{100} T^2 \right) dT \right) R$$

$$\begin{aligned} C_4H_{10}O_3 &= ((13,370 (432-298) + 436,78 \left( \frac{432^2}{100} - \frac{298^2}{100} \right) \\ &\quad + -0,18486 \left( \frac{432^3}{100} - \frac{298^3}{100} \right) )) \times 8,314 \\ &= 810.314,024 \text{ J/gmol} = 193.669,700 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H C_4H_{10}O_3 &= n \times \int_{298}^{432} C_p dT \\ &= 0,046 \times 193.669,700 \\ &= 8.841,140 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$C_6H_{14}O_4 = \int_{298}^{432} C_p dT = \int_{298}^{432} \left( (14,839 + \left( \frac{1,372}{100} T \right) + \left( \frac{0,267}{100} T^2 \right) dT \right) R$$

$$\begin{aligned} C_6H_{14}O_4 &= ((14,839 (432-298) + 1,372 \left( \frac{432^2}{100} - \frac{298^2}{100} \right) \\ &\quad + 0,267 \left( \frac{432^3}{100} - \frac{298^3}{100} \right) )) \times 8,314 \end{aligned}$$

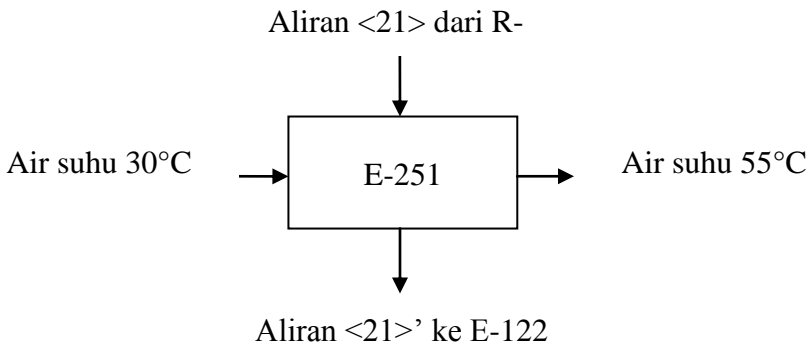
## Appendiks B Perhitungan Neraca Panas

$$= 403.866,098 \text{ J/gmol} = 96.526,314 \text{ kkal/kmol}$$

$$\begin{aligned} H \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4 &= n \times \int_{298}^{414,3} C_p dT \\ &= 81,402 \times 96.526,314 \\ &= 7.857.469,344 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{Total } H_{24} = 7.866.310,484 \text{ kkal}$$

### Menghitung panas penyerapan kondensor (E-251)



Perhitungan panas kondensasi

Karena pada kondensor terjadi perubahan fase dari vapor menjadi liquid maka perlu dihitung panas kondensasi dari aliran keluar.

**Tabel B.20** Panas Kondensasi

| Komponen                            | $\lambda$ (kkal/kmol) | n (kmol) | Panas laten (kkal) |
|-------------------------------------|-----------------------|----------|--------------------|
| $\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$    | 205,137               | 0,141    | 28,999             |
| $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3$ | 130,309               | 217,338  | 28.321,184         |
| $\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4$ | 99,511                | 0,822    | 81,822             |
| Total                               |                       |          | 28.432,006         |

$$\begin{aligned} Q \text{ serap} &= H_{21} - H_{21}' + \text{panas laten} \\ &= 30.212.644,559 - 30.212.644,559 + 28.432,006 \end{aligned}$$

$$= 28.432,006 \text{ kkal}$$

**Menghitung massa air yang digunakan**

$$\text{Suhu air masuk} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar} = 55^{\circ}\text{C}$$

$$H \text{ air masuk} = n \int_{25}^{30} C_p dT$$

$$H \text{ air masuk} = \frac{m}{18} \int_{25}^{30} 18,286 + 4,721 \cdot 10^{-1} T + (-1,339 \cdot 10^{-3}) T^2 + 1,314 \cdot 10^{-6} T^3 dT$$

$$H \text{ air masuk} = 2,010 \text{ m}$$

$$H \text{ air masuk} = n \int_{25}^{55} C_p dT$$

$$H \text{ air masuk} = \frac{m}{18} \int_{25}^{55} 18,286 + 4,721 \cdot 10^{-1} T + (-1,339 \cdot 10^{-3}) T^2 + 1,314 \cdot 10^{-6} T^3 dT$$

$$H \text{ air masuk} = 13,952 \text{ m}$$

$$Q \text{ serap} = H \text{ air keluar} - H \text{ air masuk}$$

$$28.432,006 = 13,952 \text{ m} - 2,010 \text{ m}$$

$$= 11,941 \text{ m}$$

$$\text{Massa air} = 2.380,964 \text{ kg}$$

**Menghitung panas yang disupply oleh reboiler**

Berdasarkan neraca panas total kolom DEG

$$H_{18} + Q_{\text{supply}} = H_{21} + H_{24} + Q_{\text{serap}} + Q_{\text{loss}}$$

$$36.074.889,295 + Q_{\text{supply}} = 30.212.644,559 + 7.866.310,484 + 28.432,006 + 0,05 Q_{\text{supply}}$$

$$0,95 Q_{\text{supply}} = 2.032.497,754$$

$$Q_{\text{supply}} = 2.139.471,320 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 106.973,566 \text{ kkal}$$

**Menghitung steam yang dibutuhkan**

$$Q_{\text{supply}} = 2.139.471,320 \text{ kkal}$$

$$\text{Steam suhu } 123^{\circ}\text{C}, \lambda = 2193,750 \text{ kkal/kg}$$

$$Q = m \times \lambda$$

$$2.139.471,320 = m \times 2193,750$$



*Appendiks B Perhitungan Neraca Panas*

m = 975,258 kg

**Tabel B.21** Neraca Panas Total di kolom DEG (D-240)

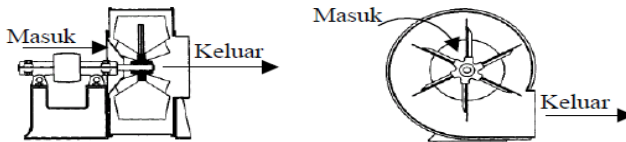
| <b>Masuk</b>                                  |                | <b>Keluar</b>                                 |                |
|---|----------------|---|----------------|
| <b>Aliran &lt;16&gt;</b>                      |                | <b>Aliran &lt;19&gt;</b>                      |                |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 115,854        | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 114,948        |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 30.351.149,942 | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 30.155.649,778 |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 5.723.623,499  | H <sub>2</sub> O                              | 56.879,834     |
| H <sub>2</sub> O                              | 36.074.889,295 |   | 30.212.644,559 |
|   | 115,854        | <b>Aliran &lt;22&gt;</b>                      |                |
| Qsupply                                       | 2.139.471,320  | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 8.841,140      |
|   |                | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 7.857.469,344  |
|   |                |   | 7.866.310,484  |
|   |                | Qserap  | 28.432,006     |
|   |                | Qloss   | 106.973,566    |
| <b>38.214.360,615</b>                         |                | <b>38.214.360,615</b>                         |                |

## APPENDIKS C

### PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

Kapasitas Pabrik : 90.000 ton etilen glikol/tahun  
: 300 ton etilen glikol/ tahun  
: 300000 kg etilen glikol/ hari  
Operasi : 300 hari/ tahun; 24 jam/hari  
Satuan massa : kg  
Satuan panas : kkal  
Satuan waktu : 1 hari

#### 1. Blower (G-111)



Fungsi : Mengalirkan gas udara  
ke mixing tee (M-112)  
Jenis : blower sentrifugal  
Jumlah : 1 unit  
Bahan konstruksi : carbon steel  
Kondisi operasi :  
Temperatur =  $30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$   
Tekanan = 1 atm  
Densitas gas =  $12,0356 \text{ kg/m}^3$

## Appendiks C- Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 - \text{ Laju alir volumetrik gas, } Q &= \frac{F}{\rho} \\
 &= \frac{53652,473 \text{ kg/jam}}{12,0356 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 4457,81 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

- Daya blower (P)

$$\text{Efisiensi } (\eta) = 80 \%$$

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{144 \times \eta \times Q}{33000} \quad (\text{Perry \& Green, 1999}) \\
 &= \frac{144 \times 0,8 \times 4457,81}{33000} \\
 &= 15,562 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

maka dipilih blower dengan daya motor 16 hp

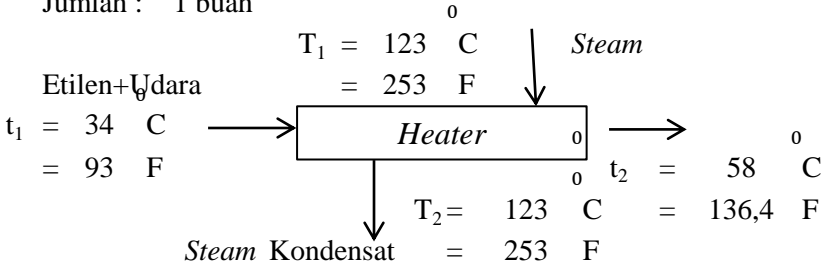
## 2. Heater (E-113)

Fungsi : Memanaskan etilen dari suhu 34°C sampai 58°C

Type : Shell and tube exchanger

Bahan : Carbon Steel SA 212 Grade A

Jumlah : 1 buah



### 1) Heat transfer

$$\begin{aligned}
 Q &= 30918067 \text{ kkal/hari} \\
 &= 1288253 \text{ kkal/jam} \\
 &= 5112201 \text{ btu/jam} \\
 W \text{ steam} &= 14093,706 \text{ kg/hari} \\
 &= 587 \text{ kg/jam} \\
 &= 1295 \text{ lb/jam} \\
 W \text{ udara} &= 500805 \text{ kg/hari} \\
 &= 250403 \text{ kg/jam} \\
 &= 552042 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

| Hot Fluid |             | Cold Fluid | Differences |                           |
|-----------|-------------|------------|-------------|---------------------------|
| 253,4     | Higher Temp | 136,4      | 117         | $\Delta t_2$              |
| 253,4     | Lower Temp  | 93,2       | 160,2       | $\Delta t_1$              |
| 0         | Differences | 43,2       | -43,2       | $\Delta t_2 - \Delta t_1$ |

$$T_1 - T_2$$

$$t_1 - t_2$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= \frac{-43}{-0,3138963}$$

$$= 138 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{0}{43,2} = 0$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan  $F_T = 1$ , maka  $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 137,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3) Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 40 \text{ Btu /jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8, Kern})$$

4) Memilih ukuran *tube*

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\text{OD} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 14$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,08 \text{ in}$$

$$a'' = 0,33 \text{ ft}^2 / \text{ft}$$

$$a_t' = 0,92 \text{ in}^2$$

5) Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = \frac{5112201}{40 \times 138} = 928,646 \text{ ft}^2$$

6) Menghitung jumlah pipa dan diameter *shell*

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{928,646}{16 \times 0,33} = 177,439$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

| <i>Shell</i>    | <i>Tube</i>                      |
|-----------------|----------------------------------|
| ID : 29 in      | <i>No.of tube</i> : 178          |
| B : 6 in        | OD, BWG : 1,25 in, 14 BWG        |
| <i>Pass</i> : 1 | <i>Pitch</i> : 1,56 square pitch |
|                 | <i>Pass</i> : 4                  |

## 7) Mengkoreksi harga $U_D$

Menghitung harga A terkoreksi

$$A \text{ terkoreksi} = N \times L \times a''$$

$$= 931,581 \text{ ft}^2$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta T}$$

$$= 39,87 \text{ Btu /jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

## 8) *Perhitungan* $T_{AV}$ , dan $t_{AV}$

$$T_{AV} = 1/2 ( T_1 + T_2 )$$

$$= 253,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{AV} = 1/2 ( t_1 + t_2 )$$

$$= 114,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

## 9) Perhitungan viskositas aliran dingin

Dari Fig.15 hal 825 Kern didapatkan viskositas etilen pada suhu  $115^\circ\text{F} = 0,012 \text{ cP}$

## 10) Konduktivitas termal aliran dingin

Dari Tabel.5 hal 801 Kern didapatkan konduktivitas etilen pada suhu  $115 \text{ } ^\circ\text{F} = 0,012867 \text{ Btu/(jam).(ft}^2\text{).} (^\circ\text{F/ft)}$

## 11) Kapasitas panas aliran dingin

Dari Fig.3 hal 805 Kern didapatkan kapasitas panas etilen pada suhu  $115 \text{ } ^\circ\text{F} = 0,40 \text{ Btu/lb.} ^\circ\text{F}$

**Hot fluid (shell) : Steam**

12 Flow area

Mengitung C'

$$C' = P_s - OD$$

$$= 1,56 - 1$$

$$= 0,31$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_s}$$

$$= \frac{29 \times 0,31 \times 6}{144 \times 1,56}$$

$$= 0,24167 \text{ ft}^2$$

13 Mass velocity

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{1294,63609}{0,2417}$$

$$= 5357,11485 \text{ lb/jam.ft}^2$$

14. Pada  $T_{av} = 253 \text{ } ^\circ\text{F}$

Dari Fig.15 Kern didapatkan

$$\mu = 0,013 \text{ cP}$$

$$= 0,03146 \text{ lb/ft.jam}$$

Dari Tab. Fig 28 Kern :

$$De = \frac{1,23}{12}$$

$$= 0,10 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

**Cold fluid (tube) : etilen**

12. Flow area

$$a_t = \frac{N \times a_t'}{144 n}$$

$$= \frac{178 \times 0,92}{144 \times 4}$$

$$= 0,28523 \text{ ft}^2$$

13 Mass velocity

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{552042,3596}{0,2852}$$

$$= 1935411$$

14. Pada  $t_{av} = 114,8 \text{ } ^\circ\text{F}$

Dari Fig.14 Kern didapatkan

$$\mu = 0,012 \text{ cP}$$

$$= 0,02904 \text{ lb/ft.jam}$$

Dari Tab. 10 Kern :

$$D = \frac{1,08}{12}$$

$$= 0,09 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

$$= \frac{0,10 \times 5357,11}{0,03146}$$

$$= 17454,0455$$

$$= \frac{0,09 \times 1935411}{0,029}$$

$$= 599817,429$$

15. Dari Fig.28 Kern :

$$jH = 500$$

16. Pada T = 114,8 °F

Dari no. 11) didapatkan

$$c = 0,40 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Dari no. 10) didapatkan

$$k = 0,01$$

$$\text{Btu/(jam).(ft}^2\text{).}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,966$$

17. *Condensation of steam*

$$h_o = 1500 \text{ btu/jam.ft}^{2\circ}\text{F}$$

$$17. h_{io} = \frac{Jh k c \mu}{D k} \phi_s$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 500 \times \frac{0,01}{0,09} 0,97$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 69,1 \text{ btu/jam.ft}^{2\circ}\text{F}$$

$$\phi_t = 1$$

$$h_{io} = 69,1 \text{ btu/jamft}^{2\circ}\text{F}$$

18. *Clean overall coefficient*

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{69 \times 1500}{69 + 1500}$$

$$= 66,0453 \text{ btu/jam.ft}^{2\circ}\text{F}$$



19. *Design overall coefficient*

Diketahui *external surface* /ft, a" = 0,33 ft<sup>2</sup> /ft

$$\begin{aligned} A &= N \times L \times a'' \\ &= 178 \times 16 \times 0,33 \\ &= 931,581 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{5112200,62}{931,58 \times 138} \\ &= 39,87 \text{ btu/jam.ft}^{2,0}\text{F} \end{aligned}$$

20. *Dirt factor*

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{66,05 - 39,87}{66,05 \times 39,87} \\ &= 0,00994 \text{ jam.ft}^{2,0}\text{F/btu} \end{aligned}$$

Ringkasan

|                    |                  |         |
|--------------------|------------------|---------|
| 1500               | h <i>outside</i> | 69,0872 |
| U <sub>c</sub>     | =                | 66,0453 |
| U <sub>D</sub>     | =                | 39,87   |
| R <sub>d cal</sub> | =                | 0,00994 |
| R <sub>d req</sub> | =                | 0,020   |

***Pressure drop***

1. Res = 17454,0455

Dari Fig.29 Kern :

$$f = 0,002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

*Specific volume of steam*

(Tabel 7, Kern)

$$v = 4,89 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

1. Ret = 599817,429

Dari Fig.26 Kern :

$$f = 0,00014 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Dari tabel 6 Kern :

$$s = 1,83$$

$$s = \frac{265}{62,5 \text{ (densitas air)}} = 4,24$$

2. *No. of crosses*

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{16}{6}$$

$$N + 1 = 32$$

$$Ds = \frac{ID}{12} = \frac{29}{12}$$

$$= 2,417 \text{ ft}$$

$$3. \Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} D_e s \phi t} = \frac{10076193557}{22664868355} = 0,445 \text{ psi}$$

$$2. \Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L}{5,22 \cdot 10^{10} D s \phi t} = \frac{19298440777}{8597340000} = 2,245 \text{ psi}$$

$$G_t = 1935411 ,$$

$$\frac{V^2}{2g'} = 0,25 \text{ (fig 27)}$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{V^2}{2g'} = \frac{4}{1,83} \times \frac{4}{0,25} = 2,18579$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 2,245 + 2,186 = 4,430 \text{ psi}$$

### Spesifikasi *Heater* (E-213)

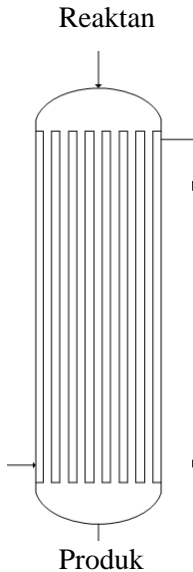
| Spesifikasi      | Keterangan                                |
|------------------|---|
| Fungsi           | : Memanaskan etilen dari 34°C sampai 58°C |
| Jenis            | : <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)          |
| Jumlah           | : 1                                       |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel</i> SA-212 Grade A      |
| Luas area        | : 928,646 ft <sup>2</sup>                 |
| Temperatur       |   |
| T <sub>1</sub>   | : 253 °F                                  |

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

|                         |   |                                   |
|-------------------------|---|-----------------------------------|
| $T_2$                   | : | 253 °F                            |
| $t_1$                   | : | 93,2 °F                           |
| $t_2$                   | : | 136 °F                            |
| <i>Tube</i>             |   |                                   |
| OD, BWG                 | : | 1,25 in, 14 BWG                   |
| ID                      | : | 1,08 in                           |
| <i>Lenght</i>           | : | 16 ft                             |
| Jumlah <i>tube</i>      | : | 178                               |
| <i>Pitch</i>            | : | 1,56 <i>square pitch</i>          |
| $\Delta P$ <i>tube</i>  | : | 2,245 psi                         |
| <i>Shell</i>            |   |                                   |
| $\Delta P$ <i>shell</i> | : | 0,445 psi                         |
| ID <i>shell</i>         | : | 29 in                             |
| <i>Fouling factor</i>   | : | 0,0099 jam.ft <sup>2</sup> °F/btu |

---

### 3. Reaktor Etilen Oksida (R-110)



Kode : R-110

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi etilen dan oksigen membentuk etilen oksida dan produk samping

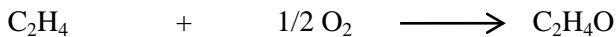
Tujuan :

1. Menentukan kondisi umpan
2. Menghitung tinggi reaktor
3. Menghitung volume reaktor

#### Kinetika Reaksi

Reaksi di bawah termasuk jenis reaksi paralel

#### Reaksi utama



Basis Perhitungan  $\text{C}_2\text{H}_4$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

| Komponen                            | Awal   | Delta                 | Akhir  |
|-------------------------------------|--|-----------------------|--|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> (A)   | F <sub>Ao</sub>                              | -F <sub>Ao</sub> .X   | F <sub>A</sub> = F <sub>Ao</sub> (1 - X)             |
| O <sub>2</sub> (B)                  | F <sub>Bo</sub> = $\theta_B$ F <sub>Ao</sub> | -F <sub>Ao</sub> .X/2 | F <sub>B</sub> = F <sub>Ao</sub> ( $\theta_B$ - X/2) |
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O (C) | 0  | +F <sub>Ao</sub> .X   | F <sub>C</sub> = F <sub>Ao</sub> X                   |
| Total                               | F <sub>To</sub>                              |                       | F <sub>T</sub> = F <sub>To</sub> - F <sub>Ao</sub> X |

Dari neraca massa didapatkan data

$$F_{Ao} = 60.907 \text{ kmol/hari} = 704,94 \text{ mol/s}$$

$$F_{Bo} = 20.302 \text{ kmol/hari} = 234,98 \text{ mol/s}$$

$$F_{To} = 81.209 \text{ kmol/hari} = 939,92 \text{ mol/s}$$

$$\begin{aligned} \theta_B &= \frac{F_{Bo}}{F_{Ao}} & y_{Ao} &= \frac{F_{Ao}}{F_{To}} \\ &= \frac{234,9811}{704,9434} & &= \frac{704,94}{939,92} \\ &= 0,333333 & &= 0,75 \end{aligned}$$

Kondisi operasi reaktor

$$T = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 473 \text{ K}$$

$$P = 19 \text{ bar} = 1900 \text{ kPa}$$

$$\begin{aligned} C_{To} &= \frac{P_o}{R \times T_o} \\ &= \frac{1900}{8,314 \times 473} \\ &= 0,483151 \text{ mol/dm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{Ao} &= y_{Ao} \times C_{To} \\ &= 0,75 \times 0,4832 \\ &= 0,362363 \text{ mol/dm}^3 \end{aligned}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}\varepsilon &= y_{A0} \times \delta \\ &= 0,75 \times (1 - 1/2 - 1) \\ &= -0,375\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}C_A &= C_{A0} \left( \frac{1 - X}{1 + \varepsilon X} \right) \\ &= 0,362363 \left( \frac{1 - X}{1 + -0,375 X} \right) \quad \text{mol/dm}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}C_B &= C_{A0} \left( \frac{\theta_B - \frac{1}{2} X}{1 + \varepsilon X} \right) \\ &= 0,362363 \left( \frac{0,333 - 1/2 X}{1 + -0,375 X} \right) \quad \text{mol/dm}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}C_C &= \frac{C_{A0} X}{1 + \varepsilon X} \\ &= \frac{0,362363 \times X}{1 + -0,375 X} \quad \text{mol/dm}^3\end{aligned}$$

| <b>X</b> | <b>C<sub>A</sub></b> | <b>C<sub>B</sub></b> | <b>C<sub>C</sub></b> |
|----------|----------------------|----------------------|----------------------|
| 0        | 0,3624               | 0,1208               | 0                    |
| 0,01     | 0,3601               | 0,1192               | 0,0036               |
| 0,02     | 0,3578               | 0,1176               | 0,0073               |
| 0,03     | 0,3555               | 0,1160               | 0,0110               |
| 0,04     | 0,3532               | 0,1144               | 0,0147               |
| 0,05     | 0,3508               | 0,1128               | 0,0185               |
| 0,06     | 0,3485               | 0,1112               | 0,0222               |
| 0,07     | 0,3461               | 0,1095               | 0,0260               |
| 0,08     | 0,3437               | 0,1079               | 0,0299               |
| 0,09     | 0,3413               | 0,1063               | 0,0338               |

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

Data dibawah ini didapatkan dari jurnal, Ethylene Oxide Selectivity Enhancement from Oxidation of Ethylene on Silver Catalyst By Mathematical Modeling (Yusuff, 2015)

$$D_n = 1 + \exp(9612,8/T - 21,68) C_C RT + \exp(16129,2/T - 34,58) (RT)^{1,5} C_B^{0,5} C_D$$

Dimana:

$$D_n = \text{parameter} \qquad C_C = \text{konsentrasi CO}_2 = 0,013 \text{ mol/dm}^3$$

$$T = \text{temperatur} = 473 \text{ K} \qquad C_B = \text{konsentrasi O}_2 = 0,002 \text{ mol/dm}^3$$

$$R = \text{gas constant} = 8,314 \text{ J/mol.K} \qquad C_D = \text{konsentrasi H}_2\text{O} = 0,013 \text{ mol/dm}^3$$

$$\text{jadi, } D_n = 95,969169$$

$$k_1 = \frac{\exp(10,30 - 8358,5/T)}{(1 + D_n)}$$

$$= 6, \text{E-}06$$

$$-r_{A1} = k_1 (RT)^{1,75} C_A C_B^{0,75}$$

$$= 2,36 C_A$$

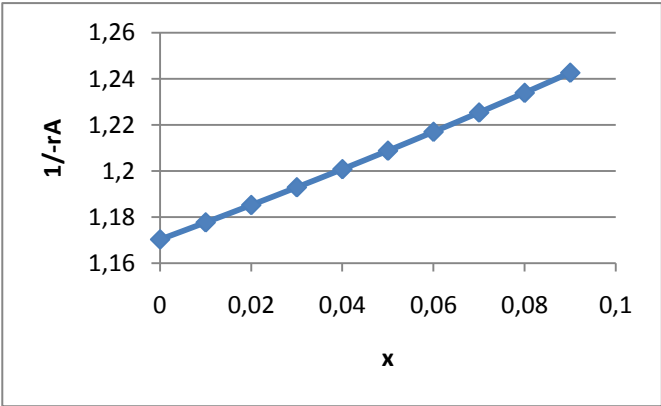
$$= 2,36 \cdot 0,3624 \left( \frac{1}{1 + -0,375 X} \right)$$

$$= 0,855 \left( \frac{1}{1 + -0,375 X} \right)$$

$$\frac{1}{-r_A} = \frac{\left( \frac{1}{1 + -0,375 X} \right)}{0,855 \left( \frac{1}{1 + -0,375 X} \right)}$$

Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

| <b>x</b> | <b>1/-r<sub>A</sub></b> |
|----------|-------------------------|
| 0        | 1,170                   |
| 0,01     | 1,178                   |
| 0,02     | 1,185                   |
| 0,03     | 1,193                   |
| 0,04     | 1,201                   |
| 0,05     | 1,209                   |
| 0,06     | 1,217                   |
| 0,07     | 1,225                   |
| 0,08     | 1,234                   |
| 0,09     | 1,243                   |





## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

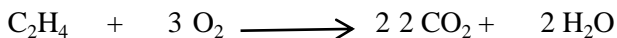
$$\text{Luas} = \frac{\text{jumlah sisi sejajar}}{2} \times t$$

Dimana :

sisi sejajar 1     =  $y_1$   
sisi sejajar 2     =  $y_2$   
 $t$                      =  $\Delta x$

| sisi sejajar |       | t    | Luas  |
|--------------|-------|------|-------|
| 1            | 2     |      |       |
| 1,170        | 1,178 | 0,01 | 0,012 |
| 1,178        | 1,185 | 0,01 | 0,012 |
| 1,185        | 1,193 | 0,01 | 0,012 |
| 1,193        | 1,201 | 0,01 | 0,012 |
| 1,201        | 1,209 | 0,01 | 0,012 |
| 1,209        | 1,217 | 0,01 | 0,012 |
| 1,217        | 1,225 | 0,01 | 0,012 |
| 1,225        | 1,234 | 0,01 | 0,012 |
| 1,234        | 1,243 | 0,01 | 0,012 |
| Total        |       |      | 0,108 |

### Reaksi samping



## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

Basis Perhitungan  $C_2H_4$

| Komponen     | Awal                       | Delta              | Akhir                          |
|--------------|----------------------------|--------------------|--------------------------------|
| $C_2H_4$ (A) | $F_{Ao}$                   | $-F_{Ao} \cdot X$  | $F_A = F_{Ao} (1 - X)$         |
| $O_2$ (B)    | $F_{Bo} = \theta_B F_{Ao}$ | $-F_{Ao} \cdot 2X$ | $F_B = F_{Ao} (\theta_B - 2X)$ |
| $CO_2$ (C)   | 0                          | $+F_{Ao} \cdot 3X$ | $F_C = F_{Ao} \cdot 3X$        |
| $H_2O$ (D)   | 0                          | $+F_{Ao} \cdot 3X$ | $F_D = F_{Ao} \cdot 3X$        |
| Total        | $F_{To}$                   |                    | $F_T = F_{To} - F_{Ao} X$      |

Dari neraca massa didapatkan data

$$F_{Ao} = 60.907 \text{ kmol/hari} = 704,9434 \text{ mol/s}$$

$$F_{Bo} = 20.302 \text{ kmol/hari} = 234,9811 \text{ mol/s}$$

$$F_{To} = 81.209 \text{ kmol/hari} = 939,9246 \text{ mol/s}$$

$$\theta_B = \frac{F_{Bo}}{F_{Ao}}$$

$$y_{Ao} = \frac{F_{Ao}}{F_{To}}$$

$$= \frac{234,9811}{704,9434}$$

$$= 0,333333$$

$$= \frac{704,94}{939,92}$$

$$= 0,75$$

Kondisi operasi reaktor

$$T = 200 \text{ } ^\circ\text{C} = 473 \text{ K}$$

$$P = 19 \text{ bar} = 1900 \text{ kPa}$$

$$C_{To} = \frac{P_o}{R \times T_o}$$

$$= \frac{1900}{8,314 \times 473}$$

$$= 0,4832 \text{ mol/dm}^3$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 C_{Ao} &= y_{Ao} \times C_{To} \\
 &= 0,75 \times 0,4832 \\
 &= 0,3624 \text{ mol/dm}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \varepsilon &= y_{Ao} \times \delta \\
 &= 0,75 \times (2 + 2 - 3 - 1) \\
 &= 0,0
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_A &= C_{Ao} \left( \frac{1 - X}{1 + \varepsilon X} \right) \\
 &= 0,3624 \left( \frac{1 - X}{1 + 0,0 X} \right) \text{ mol/dm}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_B &= C_{Ao} \left( \frac{\theta_B - 2X}{1 + \varepsilon X} \right) \\
 &= 0,7247 \left( \frac{0,3333 - 2X}{1 + 0,0 X} \right) \text{ mol/dm}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_C &= \frac{C_{Ao} - 3X}{1 + \varepsilon X} \\
 &= \frac{0,7247 - 3X}{1 + 0,0 X} \text{ mol/dm}^3
 \end{aligned}$$

$$C_C = C_D$$

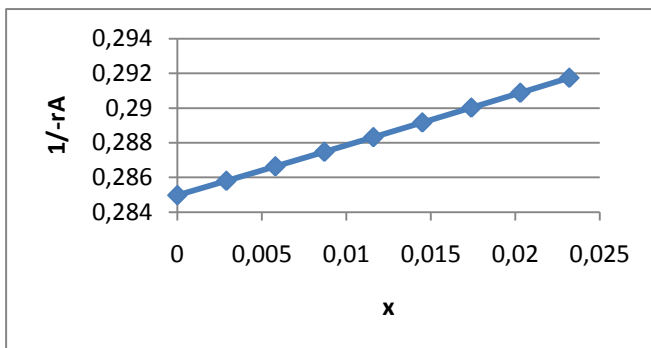
# Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

| X      | C <sub>A</sub> | C <sub>B</sub> | C <sub>C</sub> |
|--------|----------------|----------------|----------------|
| 0      | 0,36236        | 0,24158        | 0              |
| 0,0029 | 0,36131        | 0,23737        | 0,006          |
| 0,0058 | 0,36026        | 0,23317        | 0,013          |
| 0,0087 | 0,35921        | 0,22897        | 0,019          |
| 0,0116 | 0,35816        | 0,22476        | 0,025          |
| 0,0145 | 0,35711        | 0,22056        | 0,032          |
| 0,0174 | 0,35606        | 0,21635        | 0,038          |
| 0,0203 | 0,35501        | 0,21215        | 0,044          |
| 0,0232 | 0,35396        | 0,20795        | 0,050          |

$$\begin{aligned}
 k_2 &= \frac{\exp(12,54 - 9835,2/T)}{(1+D_n)} \\
 &= 3E-06 \\
 - \quad r_{A2} &= k_2 (RT)^2 C_A C_R \\
 &= 9,68 \cdot 0,362 \left( \frac{1}{1 + \frac{X}{0,0}} \right) \\
 &= 3,509 \left( \frac{1}{1 + \frac{X}{0,0}} \right) \\
 - \quad \frac{1}{r_A} &= \frac{\left( \frac{1}{1 + \frac{0,000 X}{1}} \right)}{3,509}
 \end{aligned}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

| x      | 1/-r <sub>A</sub> |
|--------|-------------------|
| 0      | 0,285             |
| 0,0029 | 0,286             |
| 0,0058 | 0,287             |
| 0,0087 | 0,287             |
| 0,0116 | 0,288             |
| 0,0145 | 0,289             |
| 0,0174 | 0,290             |
| 0,0203 | 0,291             |
| 0,0232 | 0,292             |



$$\text{Luas} = \frac{\text{jumlah sisi sejajar}}{2} \times t$$

Dimana :

sisi sejajar 1 =  $y_1$

sisi sejajar 2 =  $y_2$

t =  $\Delta x$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

| sisi sejajar |       | t      | Luas  |
|--------------|-------|--------|-------|
| 1            | 2     |        |       |
| 0,285        | 0,286 | 0,0029 | 0,001 |
| 0,286        | 0,287 | 0,0029 | 0,001 |
| 0,287        | 0,287 | 0,0029 | 0,001 |
| 0,287        | 0,288 | 0,0029 | 0,001 |
| 0,288        | 0,289 | 0,0029 | 0,001 |
| 0,289        | 0,290 | 0,0029 | 0,001 |
| 0,290        | 0,291 | 0,0029 | 0,001 |
| 0,291        | 0,292 | 0,0029 | 0,001 |
| total        |       |        | 0,007 |

Menghitung volume reaktor, jika V tetap

$$\begin{aligned}
 V &= F_{Ao} \int_0^x \frac{dX}{-r_A} \\
 &= 704,943 \times 0,115 \\
 &= 81,187 \text{ dm}^3
 \end{aligned}$$

Reaktor menggunakan katalis perak dengan data sebagai berikut :

Bentuk : silinder  
*Bulk density* ( $r_p$ ) : 1250 kg/m<sup>3</sup>  
*Length* : 13 cm  
 Diameter : 8 mm

### Laju Volumetrik Umpan ( $v$ )

Laju umpan = 4027569 kg/hari  
 = 167815,4 kg/jam  
 = 46,61538 kg/s

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{\text{laju umpan}}{\rho} \\
 &= \frac{46,6153786}{13,8416058} \\
 &= 3,36777246 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 3367,77 \text{ dm}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Menghitung *space time*

$$\begin{aligned}
 \tau &= \frac{V}{F_{A0}} \cdot C_{A0} \\
 &= \frac{81,187}{704,94} \cdot 0,362 \\
 &= 0,041732 \text{ s}
 \end{aligned}$$

### 1. Menentukan Kondisi Umpan

#### A. Menghitung BM umpan

Untuk menghitung BM umpan digunakan persamaan :

$$BM = \sum (y_i \times BM_i)$$

$$\text{Laju Umpan} = 1192507 \text{ kg/hari} = 49687,79 \text{ kg/jam}$$

$$= 17224 \text{ kmol/hari} = 717,6833 \text{ kmol/jam}$$

| Komponen                      | BM | kmol             | y <sub>i</sub> | y <sub>i</sub> x BM <sub>i</sub> |
|-------------------------------|----|------------------|----------------|----------------------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | 28 | 60907,11         | 0,43214        | 12,10                            |
| CH <sub>4</sub>               | 16 | 4,82             | 0,00003        | 0,00                             |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 30 | 3,86             | 0,00003        | 0,00                             |
| O <sub>2</sub>                | 32 | 20302,37         | 0,14405        | 4,61                             |
| N <sub>2</sub>                | 28 | 59725,03         | 0,42375        | 11,87                            |
| <b>Total</b>                  |    | <b>140943,19</b> | <b>1,00000</b> | <b>28,58</b>                     |

**B. Menghitung harga Z umpan**

| Komponen                      | kmol     | $y_i$   | Pc<br>(bar) | Tc<br>(K) | $\omega$ |
|-------------------------------|----------|---------|-------------|-----------|----------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | 60907,11 | 0,43214 | 50,32       | 282       | 0,09     |
| CH <sub>4</sub>               | 4,82     | 0,00003 | 46,04       | 191       | 0,01     |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 3,86     | 0,00003 | 48,8        | 305       | 0,1      |
| O <sub>2</sub>                | 20302,37 | 0,14405 | 50,43       | 155       | 0,02     |
| N <sub>2</sub>                | 59725,03 | 0,42375 | 33,94       | 126       | 0,04     |

| Komponen                      | $y_i \cdot T_{c_i}$ | $y_i \cdot P_{c_i}$ | $y_i \cdot \omega$ |
|-------------------------------|---------------------|---------------------|--------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | 122,01889           | 21,74526            | 0,03673            |
| CH <sub>4</sub>               | 0,00652             | 0,00158             | 0,00000            |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 0,00836             | 0,00134             | 0,00000            |
| O <sub>2</sub>                | 22,26671            | 7,26426             | 0,00317            |
| N <sub>2</sub>                | 53,43519            | 14,38216            | 0,01695            |
| <b>Total</b>                  | <b>198</b>          | <b>43</b>           | <b>0,06</b>        |

Umpan masuk reaktor pada kondisi :

$$T = 200 \text{ } ^\circ\text{C} = 473 \text{ K}$$

$$P = 19 \text{ bar}$$

$$T_C = 198 \text{ K} \quad P_C = 43 \text{ bar} \quad \omega = 0,06$$

$$\begin{aligned}
 T_R &= \frac{T}{T_C} & B^0 &= 0,08 - \frac{0,422}{(T_R)^{1,6}} \\
 &= \frac{473}{198} & &= 0,08 - \frac{0,422}{4,0368} \\
 &= 2,3921 & &= -0,022
 \end{aligned}$$



## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 P_R &= \frac{P}{P_C} & B^1 &= 0,14 - \frac{0,172}{(T_R)^{4,2}} \\
 &= \frac{19}{43} & &= 0,14 - \frac{0,172}{38,982} \\
 &= 0,4378 & &= 0,1346
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} &= B^0 + \omega \times B^1 \\
 &= -0,022 + 0,0569 \times 0,1346 \\
 &= -0,014
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Z &= 1 + \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} \times \frac{P_R}{T_R} \\
 &= 1 + -0,01 \times \frac{0,44}{2,39} \\
 &= 0,997458
 \end{aligned}$$

### C. Menghitung Densitas Umpan ( $\rho$ )

$$\begin{aligned}
 \rho &= \frac{P. BM}{Z R T} = \frac{19 \times 28,58}{0,9975 \times 83 \times 473} = 0,013842 \frac{g}{cm^3} \\
 &= 13,842 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

### D. Menghitung viskositas umpan

| Komponen                      | A      | B     | C         |
|-------------------------------|--------|-------|-----------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | -3,985 | 0,387 | -1,1,E-04 |
| CH <sub>4</sub>               | 3,844  | 0,401 | -1,4,E-04 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | 0,514  | 0,334 | 3,6,E+02  |
| O <sub>2</sub>                | 44,224 | 0,562 | -1,1,E-04 |
| N <sub>2</sub>                | 42,606 | 0,475 | -9,9,E-05 |

*Sumber : Yaws (2014)*

$$\mu_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

Dimana  $\mu$  = viskositas,  $\mu\text{P}$

T = temperatur, K

$$T = 200\text{ }^{\circ}\text{C} = 473\text{ K}$$

| Komponen               | $x_i$   | $\mu$ ( $\mu\text{P}$ ) | $\mu \cdot x_i$ |
|------------------------|---------|-------------------------|-----------------|
| $\text{C}_2\text{H}_4$ | 0,43214 | 154,0709                | 66,58           |
| $\text{CH}_4$          | 0,00003 | 161,5738                | 0,0055          |
| $\text{C}_2\text{H}_6$ | 0,00003 | 8,0,E+07                | 2176,9          |
| $\text{O}_2$           | 0,14405 | 284,7686                | 41,02           |
| $\text{N}_2$           | 0,42375 | 245,1766                | 103,89          |
| Total                  | 1,00000 |                         | 2388,4          |

$$\mu = 0,2388\text{ cP} = 0,578\text{ lb/ft.jam}$$

## E. Spesifikasi *tube* dan *shell*

### Spesifikasi *tube*

Pemilihan diameter *tube* ditentukan berdasarkan ukuran butir katalis agar memberikan perpindahan panas yang maksimal. Berikut ini merupakan tabel hubungan antara  $D_p/\text{ID}$  dengan  $h_w/h$

|                 |      |     |      |     |      |     |
|-----------------|------|-----|------|-----|------|-----|
| $D_p/\text{ID}$ | 0,05 | 0,1 | 0,15 | 0,2 | 0,25 | 0,3 |
| $h_w/h$         | 5,5  | 7   | 7,8  | 7,5 | 7    | 6,6 |

*Smith, J.M., 1981*

Dimana

$h_w$  = koefisien transfer panas untuk *tube* dengan bahan isian

$h$  = koefisien transfer panas untuk *tube* kosong

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

Agar memberi transfer panas yang optimum, dipilih

$$\frac{h_w}{h} = 7,8$$

$$\frac{D_p}{D} = 0,15$$

sehingga diperoleh

$$ID = \frac{7,8}{0,15} m = 52 \text{ m} = 2047,24 \text{ in}$$

Dari Appendix K *Brownell and Young*, dipilih *tube* dengan spesifikasi sebagai berikut :

|         |   |           |   |            |
|---------|---|-----------|---|------------|
| NPS     | : | 2 in      | = | 0,0508 m   |
| Sch. No | : | 40 ST 40S |   |            |
| OD      | : | 2,38 in   | = | 0,060325 m |
| ID      | : | 2,07 in   | = | 0,052502 m |
| Tebal   | : | 0,15 in   | = | 0,003912 m |
| Dp/ID   | : | 149       |   |            |

Jumlah *tube*

$$A_c : 3,356 \text{ in}^2 = 0,023306 \text{ ft}^2$$

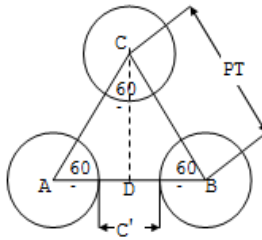
$$Length : 10 \text{ ft}$$

$$n_t = \frac{V_1}{A_c \times l}$$

$$\begin{aligned} n_t &= \frac{81,19}{0,023306 \times 10} \\ &= 348,36 \end{aligned}$$

### Spesifikasi *shell*

Pipa-pipa disusun dengan pola *triangular pitch* (segitiga sama sisi), agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam *shell* menjadi besar sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi



$P_T$  = jarak antara 2 pusat pipa

Dipilih  $P_T = 1,25 \text{ OD}$

$C' = \text{clearance} = P_T - \text{OD}$

$CD = P_T \sin 60^\circ$

Diameter *shell*

A total =  $2N$  ( A pipa + A antar pipa )  
 =  $2N$  ( luas segitiga ABC )

$$\frac{\pi}{4} ID_s^2 = 2N \frac{1}{2} P_T^2 \sin 60^\circ$$

$$ID_s^2 = 2,19$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$ID_s = 1,48 \text{ m} = 58,198 \text{ in}$$

Tebal *shell*

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f E - 0,6 P} + C$$

Dimana  $P$  = tekanan desain, psi

$r_i$  = jari-jari dalam *shell*, in

Bahan konstruksi *Stainless steel SA - 167 grade 11*

$$f = 17000 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$P_{op} = 63 \text{ bar} = 914 \text{ psi}$$

$$= 1,1 \times 913,5 = 14,5$$

$$= 989 \text{ psi}$$

$$t_s = \frac{988,9 \times 29,099}{17000 \times 0,85 - 0,6 \times 988,9} + 0,13$$

$$= 2,2017 \text{ in}$$

$$= 0,0559 \text{ m}$$

$$\text{dipilih tebal } shell \text{ standar} = \frac{36}{16} \text{ in}$$

Diameter luar *shell*

$$OD_s = ID_s + 2 t_s$$

$$= 1,48 + 0,11$$

$$= 1,59 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi } shel = \text{panjang pipa} = 10 \text{ ft} = 3,05 \text{ m}$$

## F. Spesifikasi *Head*

Bahan : *Stainless steel SA-167 grade 11*

Jenis : *hemispherical dished head*

Ukuran :

Diameter dalam *head* ( $D_i$ )

$$= ID_s$$

$$= 58,198 \text{ in}$$

Tebal *head*

Tebal *head* dihitung dengan persamaan

$$t_h = r_i ( Y^{1/3} - 1 )$$

$$Y = \frac{2 ( f E + p )}{2 f E - p}$$

$$= 1,1063$$

$$t_h = 0,9965 \text{ in}$$

$$= 0,0253 \text{ m}$$

$$\text{Dipilih tebal } head \text{ standar} = \frac{16}{16} \text{ in}$$

Diameter luar *head*

$$= D_i + 2 t_h$$

$$= 1,4782 + 0,05$$

$$= 1,5289 \text{ m}$$

$$= 60,191 \text{ in}$$

Tinggi *head*

Dari Tabel 5.13 Brownell and Young didapatkan

$$sf = 3 \text{ in} = 0,0762 \text{ m}$$

$$\text{tinggi } head = r_i + sf + t_h$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$= 0,74 + 0,0762 + 0,0253$$

$$= 0,84 \text{ m}$$

### G. Tinggi Reaktor

$$\text{Tinggi Reaktor} = \text{tinggi } shell + 2 \text{ tinggi } head$$

$$= 3,048 + 1,681262$$

$$= 4,73 \text{ m}$$

### Resume spesifikasi reaktor

| Spesifikasi      | Keterangan   |
|------------------|--|
| Kode Alat        | = R-110  |
| Fungsi           | = Tempat terjadinya reaksi pembentukan etilen oksida |
| Jenis            | = <i>Fix Bed Multitube Reactor</i>                   |
| Jumlah           | = 1  |
| Bahan Konstruksi | = <i>Stainless steel SA-167 grade 11</i>             |
| Volume reaktor   | = 81,187 dm <sup>3</sup>                             |
| Tinggi reaktor   | = 4,73 m   |
| <b>Tube</b>      |  |
| NPS              | = 2 in   |
| Sch. No          | = 40 ST 40S  |
| OD               | = 0,0603 m   |
| ID               | = 0,0525 m   |
| Tebal            | = 0,0039 m   |
| Jumlah tube      | = 348,36   |
| <b>Shell</b>     |  |
| ID shell         | = 1,48 m   |
| OD shell         | = 1,59 m   |
| t shell          | = 0,06 m   |
| tinggi shell     | = 3,05 m   |

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

### ***Head***

ID *head* = 1,48 m

OD *head* = 1,53 m

t *head* = 0,03 m

tinggi *head* = 0,84 m



#### 4. Cooler (E-121)

Fungsi : Mendinginkan etilen oksida  
dari 239 °C ke 200 °C

Type : *Shell and tube exchanger*

Bahan : *Carbon Steel SA 212 Grade D*

Jumlah : 1 buah

##### 1) Heat transfer

$$\begin{aligned}
 Q &= 56077340,54 \text{ kkal/hari} \\
 &= 2336556 \text{ kkal/jam} \\
 &= 9272203,7 \text{ btu/jam} \\
 W \text{ air} &= 4696051 \text{ kg/hari} \\
 &= 195669 \text{ kg/jam} \\
 &= 431375,33 \text{ lb/jam} \\
 W \text{ bahan} &= 4027569 \text{ kg/hari} \\
 &= 167815 \text{ kg/jam} \\
 &= 369969,11 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

##### 2) LMTD

$$\begin{aligned}
 \text{EO} &: T_1 = 462 \text{ } ^\circ\text{F} & \Delta t_1 &= T_1 - t_1 \\
 &T_2 = 392 \text{ } ^\circ\text{F} & &= 376 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \text{Air} &: t_1 = 86 \text{ } ^\circ\text{F} & \Delta t_2 &= T_2 - t_2 \\
 &t_2 = 131 \text{ } ^\circ\text{F} & &= 261 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\
 &= \frac{-115}{-0,3651901} \\
 &= 315 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \qquad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$R = \frac{70}{45} = 1,56 \quad S = \frac{45,0}{376} = 0,1196$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan  $FT = 1$ , maka  $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 315 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3) Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 200 \text{ Btu /jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8, Kern})$$

4) Memilih ukuran *tube*

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$OD = 1,00 \text{ in}$$

$$BWG = 14$$

$$L = 6 \text{ ft}$$

$$ID = 0,83 \text{ in}$$

$$a'' = 0,26 \text{ ft}^2 / \text{ft}$$

$$a_t' = 0,55 \text{ in}^2$$

5) Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = \frac{9272203,671}{200 \times 315} = 146,97 \text{ ft}^2$$

6) Menghitung jumlah pipa dan diameter *shell*

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{146,967}{6 \times 0,26} = 93,562$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

***Shell***

ID : 10 in

B : 6 in

***Tube***

*No. of tube* : 24

OD, BWG : 1 in,

$$\begin{array}{llll}
 & & & 14 \text{ BWG} \\
 \text{Pass} & : & 1 & \text{Pitch} & : & 1,25 \\
 & & & & & \text{square pitch} \\
 & & & \text{Pass} & : & 6
 \end{array}$$

7) Mengkoreksi harga  $U_D$

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned}
 A \text{ terkoreksi} &= N \times L \times a'' \\
 &= 37,699 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta T} \\
 &= 779,68 \text{ Btu /jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

8) *Perhitungan*  $T_{AV}$  , dan  $t_{AV}$

$$\begin{aligned}
 T_{AV} &= 1/2 ( T_1 + T_2 ) \\
 &= 427 \text{ °F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{AV} &= 1/2 ( t_1 + t_2 ) \\
 &= 109 \text{ °F}
 \end{aligned}$$

9) Perhitungan viskositas aliran panas

Dari Fig.14 hal 825 Kern didapatkan viskositas bahan  
pada suhu 220 °F = 0,014 cP

10) Konduktivitas termal aliran panas

Dari Tabel.4 hal 800 Kern didapatkan  
konduktivitas bahan

$$\text{pada suhu } 220 \text{ °F} = 0,0166 \text{ Btu/(jam).(ft}^2\text{).(°F/ft)}$$

11) Kapasitas panas aliran panas

Dari Fig.2 hal 804 Kern didapatkan

kapasitas panas asam

$$\text{pada suhu } 220^{\circ}\text{F} = 0,71 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

**Cold fluid (shell) : Air**

12 *Flow area*

Mengitung C'

$$C' = P_s - OD$$

$$= 1,25 - 1$$

$$= 0,25$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_s}$$

$$= \frac{10 \times 0,25 \times 6}{144 \times 1,25}$$

$$= 0,08333 \text{ ft}^2$$

13 *Mass velocity*

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{431375,33}{0,0833}$$

$$= 5176504 \text{ lb/jam.ft}^2$$

**Hot fluid (tube) :**

**Campuran asam**

12 *Flow area*

$$a_t = \frac{N \times a_t'}{144 n}$$

$$= \frac{24 \times 0,55}{144 \times 6}$$

$$= 0,0152 \text{ ft}^2$$

13 *Mass velocity*

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{369969,11}{0,0152}$$

$$= 24393567$$

14. Pada  $t_{av} = 109\text{ }^{\circ}\text{F}$

Dari Fig.14 Kern didapat:

$$\begin{aligned}\mu &= 0,75 \text{ cP} \\ &= 1,815 \text{ lb/ft.jam}\end{aligned}$$

Dari Tab. 10 Kern :

$$\begin{aligned}De &= \frac{0,72}{12} \\ &= 0,06 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Res &= \frac{De \times Gs}{\mu} \\ &= \frac{0,06 \times 5E+06}{1,815} \\ &= 171124,1\end{aligned}$$

14. Pada  $T_{av} = 427\text{ }^{\circ}\text{F}$

Dari Fig.14 Kern  
didapatkan

$$\begin{aligned}\mu &= 4,8 \text{ cP} \\ &= 11,616 \text{ lb/ft.jam}\end{aligned}$$

Dari Tab. 10 Kern :

$$\begin{aligned}D &= \frac{0,83}{12} \\ &= 0,07 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Ret &= \frac{D \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{0,07 \times 24393567}{11,616} \\ &= 145249,81\end{aligned}$$

15. Dari Fig.28 Kern :

$$jH = 180$$

16. Pada  $T = 427\text{ }^{\circ}\text{F}$

Dari no. 11) didapatkan

$$c = 0,71 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

Dari no. 10) didapatkan

$$k = 0,02$$

$$\text{Btu/jam.}(\text{ft}^2).(^{\circ}\text{F/ft})$$

$$\left( \frac{c \cdot \mu^{1/3}}{k} \right) = 7,92$$

|   |   |
|---|---|
| <p>17. <math>h_o = 1450 \times 0,94</math><br/> <math>= 1363</math><br/>         (Fig.25 Kern)</p> <p><math>h_o = 1363 \times \frac{ID}{OD}</math><br/> <math>= 1363 \times \frac{10}{11}</math><br/> <math>= 1267,91 \text{ btu/jamft}^{2\circ F}</math></p> | <p>17. <math>h_{io} = \frac{J h k c \mu \phi s}{D k}</math></p> <p><math>\frac{h_i}{\phi t} = 180 \times \frac{0,02}{0,07} 7,92</math></p> <p><math>\frac{h_i}{\phi t} = 343 \text{ btu/jam.ft}^{2\circ F}</math></p> <p><math>\phi t = 1</math></p> <p><math>h_{ic} = 342,56 \text{ btu/jamft}^{2\circ F}</math></p> |
|---|---|

18. *Clean overall coefficient*

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{343 \times 1268}{343 + 1268}$$

$$= 269,697 \text{ btu/jam.ft}^{2\circ F}$$

19. *Design overall coefficient*

Diketahui *external surface* /ft, a" = 0,26 ft<sup>2</sup> /ft

$$A = N \times L \times a"$$

$$= 24 \times 6 \times 0,26$$

$$= 37,6992 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{9272203,67}{37,70 \times 315}$$

$$= 779,7 \text{ btu/jam.ft}^{2\circ F}$$

20. *Dirt factor*

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{269,70 - 779,7}{269,70 \times 779,7}$$

$$= -0,0024 \text{ jam.ft}^{2.0}\text{F/btu}$$

Ringkasan

|                |                  |         |
|----------------|------------------|---------|
| 1267,91        | h <i>outside</i> | 342,56  |
| U <sub>c</sub> | =                | 269,7   |
| U <sub>D</sub> | =                | 779,7   |
| R <sub>d</sub> | =                | -0,0024 |

***Pressure drop***

1. Res = 171124,1

Dari Fig.29 Kern :

$$f = 0,001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Dari tabel 6 Kern :

$$s = 1$$

2. *No. of crosses*

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{6}{6}$$

$$N + 1 = 12$$

$$D_s = \frac{ID}{12}$$

1. Ret = 145249,81

Dari Fig.26 Kern :

$$f = 0,000018 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Dari tabel 6 Kern :

$$s = 1,83$$

$$2. \Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} D_s \phi t}$$

$$= \frac{64264982193}{6607215000}$$

$$= 9,726$$

$$= \frac{10}{12}$$

$$= 0,83 \text{ ft}$$

$$3. \Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ De s } \phi t}$$

$$= \frac{2,67962E+11}{43500000000}$$

$$= 6,1600 \text{ psi}$$

### Spesifikasi Cooler (E-121)

| Spesifikasi      | Keterangan  |
|------------------|---|
| Fungsi           | : Mendinginkan etilen oksida<br>dari 239 °C ke 200 °C |
| Jenis            | : <i>Shell and tube</i> (1-6 HE)                      |
| Jumlah           | : 1   |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel SA-238 Grade D</i>                  |
| Luas area        | : 146,967 ft <sup>2</sup>                             |
| Temperatur       |   |
| T <sub>1</sub>   | : 462 °F  |
| T <sub>2</sub>   | : 392 °F  |
| t <sub>1</sub>   | : 86 °F   |
| t <sub>2</sub>   | : 131 °F  |
| <i>Tube</i>      |   |
| OD, BWG          | : 1 in, 14 BWG  |
| ID               | : 0,83 in   |
| <i>Lenght</i>    | : 16 ft   |



|                         |   |                                     |
|-------------------------|---|-------------------------------------|
| <i>Jumlah tube</i>      | : | 24                                  |
| <i>Pitch</i>            | : | 1,25 <i>square pitch</i>            |
| $\Delta P$ <i>tube</i>  | : | 9,726 psi                           |
| <i>Shell</i>            |   |                                     |
| $\Delta P$ <i>shell</i> | : | 6,16 psi                            |
| ID <i>shell</i>         | : | 8 in                                |
| <i>Fouling factor</i>   | : | -0,0024 jam.ft <sup>2.0</sup> F/btu |

---

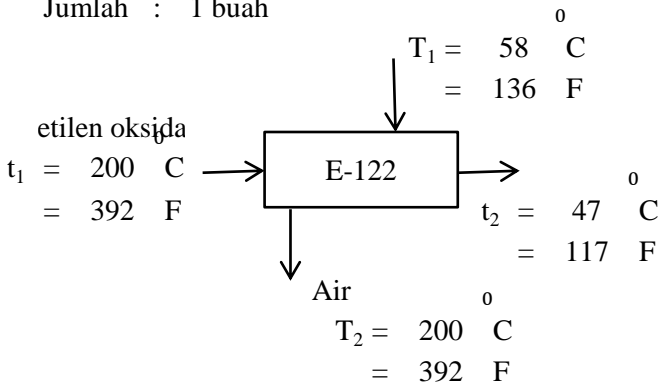
### 5. *Heat Exchanger (E-122)*

Fungsi : Mendinginkan gas etilen oksida  
dari suhu 200°C sampai 47°C

Type : *Shell and tube heat exchanger*

Bahan : *Carbon Steel SA 212 Grade D*

Jumlah : 1 buah



*Exchanger*

*Shell Side*

*Tube Side*

*ID* = 10 in *Number and Length* = 52, 16'0"

*Baffle Space* = 2 in *OD, BWG, pitch* =  $\frac{3}{4}$  in 16

BWG, 1 in square

*Passes* = 1 *Passes* = 2 (Tabel 9,Kern)

DP yang diijinkan = 10 psi

*Total dirt factor* = 0,002

1) Menghitung neraca massa dan energi

1) *Heat transfer*

$Q$  = 40641165,64 kkal/hari

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 &= 1693381,90 \text{ kkal/jam} \\
 &= 6719883 \text{ btu/jam} \\
 \text{W etilen oksida} &= 4027568,00 \text{ kg/hari} \\
 &= 167815,33 \text{ kg/jam} \\
 &= 369969,04 \text{ lb/jam} \\
 \text{W etilen + udara} &= 4027568,7 \text{ kg/hari} \\
 &= 167815 \text{ kg/jam} \\
 &= 369969,11 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

### 2) Menghitung LMTD

| <i>Hot Fluid</i> |                    | <i>Cold Fluid</i> | <i>Differences</i> |                           |
|------------------|--------------------|-------------------|--------------------|---------------------------|
| 392              | <i>Higher Temp</i> | 104               | 288                | $\Delta t_2$              |
| 116,6            | <i>Lower Temp</i>  | 86                | 30,6               | $\Delta t_1$              |
| 275,4            | <i>Differences</i> | 18                | 257,4              | $\Delta t_2 - \Delta t_1$ |
| $T_1 - T_2$      |                    |                   | $t_1 - t_2$        |                           |

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{257,4}{\frac{2,3 \log 288}{30,6}} = 114,9 \text{ F}$$

$$R = \frac{275}{18} = 15,3 \quad S = \frac{18}{392 - 86} = 0,059$$

$$F_T = 0,8 \quad (\text{Fig.18})$$

$$\Delta t = 0,8 \times 115 = 92 \text{ F}$$

$T_c$  dan  $t_c$

$T_c$  dan  $t_c$  dapat menggunakan  $T_a$  and  $t_a$  of 154 F dan 118 F

# Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

| Hot Fluid: shell side, Asam   | Cold Fluid: Tube side , Air  |
|---|--|
| $a_s = \frac{ID \times C' B}{144 P_T}$ $= \frac{10 \times 0,25 \times 2}{144 \times 1}$ $= 0,0348 \text{ ft}^2$       | $a'_t = 0,923 \text{ in}^2 (\text{tab. 10})$ $a_t = \frac{N_t \cdot a'_t}{144 \cdot n} = \frac{52 \times 0,9}{144 \times 2}$ $= 0,1667 \text{ ft}^2$ |
| $G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{369969}{0,0348}$ $= 23443211 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}$                           | $G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{369969}{0,1667}$ $= 4894179 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$   |
| <p>Pada saat, <math>T_a = 154 \text{ F}</math></p> $\mu = 1,2 \times 2,42$ $= 2,9 \text{ lb (Fig.15)}$ $\text{ft.hr}$ | <p>Pada saat <math>t_a = 118 \text{ F}</math></p> $\mu = 0,55 \times 2,42$ $= 1,33 \text{ lb (Fig. 14)}$ $\text{ft.hr}$                              |
| $D_e = \frac{0,95}{12} = 0,08 \text{ ft}$ $\text{(Fig.28)}$   | $D = \frac{0,62}{12} = 0,05 \text{ ft}$ $\text{(Tab. 10)}$   |
| $Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$ $= \frac{0,08 \times 23443211}{2,904}$ $= 639091,219$                              | <p>(<math>Re_t</math> hanya untuk pressure drop)</p> $Re_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$ $= \frac{0,05 \times 4894179}{1,3}$                            |
| $j_H = 300 \text{ (Fig.28)}$  |  |

|   |  |
|---|--|
| Pada saat, $T_a = 154 \text{ F}$<br>$c = 0,39 \text{ Btu/lb. F (Fig.3)}$<br>$k = 0,02 \frac{\text{Btu.ft}}{\text{hr.ft}^2 \cdot \text{F}}$<br>(Tab.5, Kern)<br>$(c.\mu/k)^{1/3} =$<br><br>$= 4,128$ | $= 189981,908$   |
| $h_o = \frac{j_H.k.(c.\mu/k)^{1/3}}{D_e} \times \phi_s$   | $h_i = 800 \times 1 = 800$<br>(fig. 25)                  |
| $h_o = \frac{300 \times 0,37 \times 1,670}{0,0792}$   | $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$                      |
| $h_o = 251,855 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot \text{F}}$  | $= 800 \times \frac{0,62}{0,75}$                         |
|   | $= 661 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot \text{F}}$ |

*Clean overall coefficient*  $U_c$ :

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{661,33 \times 251,855}{661,33 + 251,855} \\
 &= 182,39 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot \text{F}}
 \end{aligned}$$

*Design overall coefficient*  $U_d$ :

$$a'' = 0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{lin.ft}}$$

Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

*Total surface, A* = 52 x 16 x 0,1963 = 163 ft<sup>2</sup>

$$U_d = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{6719882,96}{163 \times 92,0} = 671,2 \frac{\text{Btu}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}$$

*Dirt Factor Rd:*

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{182,39 - 671,20}{182,39 \times 671,20} = -0,0040$$

*Summary*

|                      |                  |         |
|----------------------|------------------|---------|
| 251,855              | <i>h outside</i> | 661,333 |
| Uc                   | 182,394          |         |
| Ud                   | 671,198          |         |
| Rd Calculated 0.0022 |                  |         |
| Rd Required 0.0020   |                  |         |

*Pressure Drop*

| <i>Shell Side</i>                                   | <i>Tube Side</i>   |
|---|--|
| Untuk Re <sub>s</sub> = 639091,219                  | Untuk Re <sub>t</sub> = 189981,908   |
| f= 0,0002 ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup> (Fig.29) | f= 0,00025 (Fig.26)  |
| <i>No. of crosses</i>                               | s = 1  |
| , N+1 = 2   | ΔF= $\frac{f \cdot G_t^2 \cdot L_n}{5 \times 22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_s}$ |
| $= \frac{2 \times 16}{2}$                           | = 7,11 psi   |
| = 16  |  |
| D <sub>s</sub> = $\frac{3}{12}$ = 0,25 ft           | Gt = 4894179   |

|  |  |
|--|--|
| $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5 \times 22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s}$ $= \frac{0,002 \times (1433775^2) \times 0,84 \times 96}{5 \times 22 \times 10^{10} \times 0,08 \times 1,3 \times 1}$ $= 8,255 \text{ psi}$ $\text{Allowable } \Delta P_s = 10 \text{ psi}$ | $\frac{V^2}{2g'} = 0,16 \quad (\text{Fig.27})$ $\Delta P_r = \frac{4n \times V^2}{s \times 2g'}$ $= \frac{4 \times 2 \times 0,16}{1}$ $= 2,133 \text{ psi}$ $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$ $= 7,11 + 2,133$ $= 9,24 \text{ psi}$ $\text{Allowable } \Delta P_T = 10 \text{ psi}$ |
|--|--|

### Spesifikasi Heat Exchanger (E-121)

| Spesifikasi      | Keterangan   |
|------------------|--|
| Fungsi           | : Mendinginkan gas etilen oksida dari suhu 200°C sampai 47°C |
| Jenis            | : <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)                             |
| Jumlah           | : 1  |
| Bahan konstruksi | : <i>Carbon steel SA-238 Grade D</i>                         |
| Luas area        | : 163 ft <sup>2</sup>  |
| Temperatur       |  |
| T <sub>1</sub>   | : 136 °F   |
| T <sub>2</sub>   | : 392 °F   |
| t <sub>1</sub>   | : 392 °F   |
| t <sub>2</sub>   | : 117 °F   |

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

### *Tube*

OD, BWG : 3/4 in, 16 BWG

ID : 0,62 in

*Lenght* : 16 ft

Jumlah *tube* : 52

*Pitch* : 1,00 *square pitch*

$\Delta P$  *tube* : 9,238 psi

### *Shell*

$\Delta P$  *shell* : 8,2546 psi

ID *shell* : 10 in

---



## 6. ABSORBER (D-120)

|                              |   |  |
|------------------------------|---|--|
| Fungsi                       | : | Menyerap Etilen Oksida dengan pelarut air                          |
| Bentuk                       | : | Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah standard dished head |
| Bahan                        | : | Carbon Steel SA-201 Grade A  |
| Jumlah                       | : | 1 unit   |
| Laju alir gas, $F_g$         | : | 255637,43 kg/jam   |
| Laju alir air, $F_l$         | : | 88327,495 kg/jam   |
| Densitas gas masuk, $\rho_g$ | : | 0,7529661 kg/m <sup>3</sup>  |
| Densitas air masuk, $\rho_l$ | : | 989,74 kg/m <sup>3</sup> 61,809 lb/ft <sup>3</sup>                 |
| Volume gas, $V_g$            | : | 339507,24 m <sup>3</sup> /jam                                      |
| Viskositas gas, $\mu_g$      | : | 0,0133594 kg/m.s   |
| Viskositas air, $\mu_l$      | : | 0,5883 kg/m.s  |
| BM gas rata-rata             | : | 62,5 kg/mol  |

### Perhitungan Dimensi Tower

Menentukan nilai absis dan ordinat pada

fig. 6.34 pg. 195 Treybal (1981)

$$\begin{aligned}
 \text{Nilai absis} &= \frac{L}{G} \left( \frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{0,5} \\
 &= \frac{88327,49542}{255637,4261} \left( \frac{0,752966062}{989,74 - 0,7529661} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0162
 \end{aligned}$$

packing yang digunakan adalah pall ring dengan spesifikasi sbb:

|             |   |      |
|-------------|---|------|
| Normal size | = | 2 in |
| porosity    | = | 0,96 |
| Fp          | = | 27   |

$$\left( \frac{0,056 \times \rho_g \times (\rho_l - \rho_g) g_c}{C_f \times (\mu_l)^{0,1} \times 1,0} \right)^{0,5}$$

$$\text{Nilai ordinat} = \frac{(G')^2 C_f \mu_l^{0.1} J}{\rho_g (\rho_l - \rho_g) g_c} = 0.09 \quad \text{grafik 22.6}$$

Packing menggunakan ceramic raching ring 50 mm. Berdasarkan tabe

$$G' = \left( \frac{0.1767 \times \rho_g \times (\rho_l - \rho_g) g_c}{C_f \times (\mu_l)^{0.1} \times 1.0} \right)^{0.5}$$

$$= \left( \frac{0.09 \times 0.752966 \times (989.7 - 0.752966) \times 1}{27 \times (0.000588) \times 0.1 \times 1} \right)^{0.5}$$

$$= 3.23$$

$$G = \frac{G'}{BM} = \frac{3.23}{62.5} = 0.0516 \quad \text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\text{Laju alir gas, } F_g = 255637.4 \quad \text{kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang tower (A)} &= \frac{F_g}{G'} \\ &= 21.998 \quad \text{m}^2 \end{aligned}$$

Menghitung Diameter Tower

$$D_t = \left( \frac{4A}{\pi} \right)^{0.5}$$

$$= \left( \frac{4 \times 22}{\pi} \right)^{0.5} = 5.29365$$

Menghitung Tinggi Tower

$$\text{Berdasarkan Tabel 4.18 Ulrich (1984), rasio L/D} = 5$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} L_t &= 5 \times D_t \\ &= 5 \times 5.294 \\ &= 26.468 \quad \text{m} \quad 86.837 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Menghitung Tebal Shell

$$\begin{aligned}
 \text{Joint efficiency, } E &= 0.85 \\
 \text{Allowable stress} &= 13750 \text{ psia} \\
 p_h &= \frac{\rho \times h}{144} \\
 &= \frac{61.809 \times 86.837}{144} \\
 &= 37 \text{ psia} \\
 P_{op} &= 15 + 37.3 \\
 &= 52 \text{ psia} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times 51.97 \text{ psi} = 54.568 \text{ psi} \\
 R_t &= 0.5 \times D_t \\
 &= 0.5 \times 5.29365 \\
 &= 2.646823 \text{ m} \\
 &= 104.2053 \text{ in} \\
 C &= 0.125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan persamaan 13.1 pg. 254 Brownell (1959), tebal dinding tangki silinder dengan tekanan dalam ditentukan oleh persamaan berikut:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E} + \frac{C}{0.6} \quad (\text{pers.13.1 Brownell \& Young})$$

Dimana:

$t_s$  = tebal shell (in)  $f$  = tekanan maksimum yang diijinkan (psia)

$P$  = tekanan internal (psi)  $E$  = efisiensi pengelasan

$r_i$  = jari – jari dalam (in)  $C$  = faktor korosi

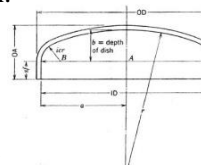
Ketebalan dinding *shell*

$$t_s = 0.61 \text{ in}$$

Maka digunakan tebal *shell* standar 10/16 in.

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned}
 (OD)_s &= (ID)_s + 2 \cdot t_s \\
 &= 208.4106451 + 2 \times 0.61
 \end{aligned}$$



$$= 209.6364236 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 pg. 91 Brownell (1959), pada OD standar 38 in dengan tebal shell 3/16 in. diperoleh harga:

$$rc = 132$$

$$icr = 3$$

Karena  $icr > 6\%$  dari  $rc$ , maka digunakan persamaan 7.76 & 7.77 pg. 1 Brownell (1959),

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{rc}{icr} \right)^{0.5} \right)$$

dalam hal ini :  $W$  = faktor intensifikasi stress

$$W = 2.4083$$

$$t_h = \frac{P.rc.W}{2.f.E-0.2.P} + c$$

$$t_h = \frac{54.57 \times 132 \times 2.4083 + 0.12}{2 \times 13,750 \times 0.85 - 0.2 \times 54.57}$$

$$= 0.867459 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar 7/8 in.

Menghitung tinggi head

$$ID = 208.410645 \text{ in}$$

$$OD = 209.636424 \text{ in}$$

Berdasarkan penentuan dimensi *dished head* pg. 87 Brownell (1959) diperoleh harga:

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{208.4106}{2} = 104.20532 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 132 - 3 = 129 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 104.2053 - 3 = 101.205$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 79.990516 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 132 - 79.991 = 52.00948375$$

Dari tabel 5.6 pg. 88 Brownell (1959), untuk tebal head 3/16 in diper-

harga sf = 1 ½ - 2. Dipilih sf = 2

Maka :

$$\begin{aligned} Hh &= th + b + sf \\ &= 0.875 + 52.009484 + 2 \\ &= 54.884 \text{ in} \end{aligned}$$

## 7. Stripper (D-130)

|                              |  |                             |                           |
|------------------------------|--|-----------------------------|---------------------------|
| Fungsi :                     | Menyerap etilen oksida dengan menggunakan pelarut air              |                             |                           |
| Bentuk :                     | Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah standard dished head |                             |                           |
| Bahan :                      | Carbon Steel SA-201 Grade A  |                             |                           |
| Jumlah :                     | 1 unit   |                             |                           |
| Laju alir gas, $F_g$         | :  | 124347,96 kg/jam            | $C_2H_4O$                 |
| Laju alir air, $F_l$         | :  | 190943,8 kg/jam             | Air                       |
| Densitas gas masuk, $\rho_g$ | :  | 1,46427989                  | kg/m <sup>3</sup>         |
| Densitas air masuk, $\rho_l$ | :  | 1515,1515 kg/m <sup>3</sup> | 94,6 lb/ft <sup>3</sup>   |
| Volume gas, $V_g$            | :  | 84920,896                   | m <sup>3</sup> /jam       |
| Viskositas gas, $\mu_g$      | :  | 0,018                       | x 10 <sup>-3</sup> kg/m.s |
| Viskositas air, $\mu_l$      | :  | 7,8271159                   | x 10 <sup>-3</sup> kg/m.s |
| BM gas rata-rata             | :  | 44                          | kg/mol                    |

### Perhitungan Dimensi Tower

Menentukan nilai absis dan ordinat pada fig. 6.34 pg. 195 Treybal (198

$$\begin{aligned}
 \text{Nilai absis} &= \frac{L}{G} \left( \frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{0,5} \\
 &= \frac{190943,7995}{124347,96} \left( \frac{1,46427989}{1515,1515 - 1,46428} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0385
 \end{aligned}$$

packing yang digunakan adalah pall ring dengan spesifikasi sbb:

|             |   |      |                          |
|-------------|---|------|--------------------------|
| Normal size | = | 2 in | tab 22.1 mc cabe hal 689 |
| porosity    | = | 0,96 |                          |
| Fp          | = | 27   |                          |

$$\begin{aligned} \text{per 22.1 mc cabe hal 693} \\ \text{delta P} &= 0,115 \times 27^{0,7} \\ &= 1,1551875 \text{ inch h20/ft} \end{aligned}$$

$$\text{Nilai ordinat} = \frac{(G')^2 C_f \mu_1^{0,1} J}{\rho_g (\rho_l - \rho_g) g_c} = 0,08 \quad \text{grafik 22.6}$$

Packing menggunakan ceramic raching ring 50 mm.

Berdasarkan tabel 6.3 pg. 168 Treybal (1981) diperoleh data sbb:

$$\begin{aligned} G' &= \left( \frac{0,1767 \times \rho_g \times (\rho_l - \rho_g) g_c}{C_f \times (\mu_1)^{0,1} \times 1,0} \right)^{0,5} \\ &= \left( \frac{0,08 \times 1 \times (1515,2 - 1,4642799) \times 1}{27 \times (0,007827116) \times 0,1 \times 1} \right)^{0,5} \\ &= 4,61 \end{aligned}$$

$$G = \frac{G'}{BM} = \frac{4,61}{44} = 0,1048 \text{ kmol/m}^2 \cdot s$$

$$\text{Laju alir gas, } F_g = 124347,96 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang tower (A)} &= \frac{F_g}{G'} \\ &= 7,4873 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menghitung Diameter Tower

$$\begin{aligned} D_t &= \left( \frac{4A}{\pi} \right)^{0,5} \\ &= \left( \frac{4 \times 7,4873}{\pi} \right)^{0,5} = 3,09 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menghitung Tinggi Tower

Berdasarkan Tabel 4.18 Ulrich (1984), rasio L/D = 5

Sehingga,

$$\begin{aligned} L_t &= 5 \times D_t \\ &= 5 \times 3,0884 \\ &= 15,442 \text{ m} \quad 50,661 \end{aligned}$$

### Menghitung Tebal Shell

$$\text{Joint efficiency, } E = 0,85$$

$$\text{Allowable stress} = 13750 \text{ psia}$$

$$p_h = \frac{\rho \times h}{144}$$

$$= \frac{94,621 \times 50,661}{144}$$

$$= 33 \text{ psia}$$

$$\text{Pop} = 15 + 33,29$$

$$= 48 \text{ psia}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times 47,985 \text{ psi} = 50,4 \text{ psi}$$

$$R_t = 0,5 \times D_t$$

$$= 0,5 \times 3,0883512$$

$$= 1,5442 \text{ m}$$

$$= 60,794 \text{ in}$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Berdasarkan persamaan 13.1 pg. 254 Brownell (1959), tebal dinding tangki silinder dengan tekanan dalam ditentukan oleh persamaan berikut:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - \frac{0,6}{P}} + c \quad (\text{pers. 13.1 Brownell \& Young})$$

Dimana:

$t_s$  = tebal shell (in)      $f$  = tekanan maksimum yang diijinkan (psia)



P = tekanan internal (psi)      E = efisiensi pengelasan

ri = jari – jari dalam (in)      c = faktor korosi

Ketebalan dinding *shell*

$$t_s = 0,39 \text{ in}$$

Maka digunakan tebal *shell* standar 2/4 in.

Menentukan diameter luar tangki

$$(OD)_s = (ID)_s + 2.t_s$$

$$= 121,588 + 2 \times 0,39$$

$$= 122,364 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 pg. 91 Brownell (1959), pada OD standar 38 in.  
dengan tebal shell 3/16 in. diperoleh harga:

$$rc = 120$$

$$icr = 4,375$$

Karena  $icr > 6\%$  dari  $rc$ , maka digunakan persamaan 7.76 & 7.77  
pg. 138 Brownell (1959),

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{rc}{icr} \right)^{0,5} \right)$$

dalam hal ini : W = faktor intensifikasi stress

$$W = 2,0593$$

$$t_h = \frac{P.rc.W}{2.f.E-0.2.P} + c$$

$$t_h = \frac{50,38 \times 120 \times 2,0593}{2 \times 13.750 \times 0,9 - 0,2 \times 50,38} + 0,125$$

$$= 0,65789 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar 3/16 in.

Menghitung tinggi head

$$ID = 121,5882629 \text{ in}$$

$$OD = 122,3637848 \text{ in}$$

Berdasarkan penentuan dimensi *dished head* pg. 87 Brownell (1959) diperoleh harga:

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{121,5882629}{2} = 60,794131 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 120 - 4 \frac{3}{8} = 116 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 60,794131 - 4,375 = 56,4 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 100,92583 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 120 - 100,93 = 19,07417461 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 pg. 88 Brownell (1959), untuk tebal head 3/16 in diperoleh harga  $sf = 1 \frac{1}{2} - 2$ . Dipilih  $sf = 2$

Maka :

$$\begin{aligned} Hh &= th + b + sf \\ &= 0,1875 + 19,074175 + 2 \\ &= 21,262 \text{ in} \end{aligned}$$

| Spesifikasi | Keterangan  |
|-------------|---|
| Fungsi      | = untuk menyerap gas Etilen Oksida dengan menggunakan pelarut Air |

### **Tower**

$$\text{Luas Penampang} = 7,487 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter} = 3,1$$

$$\text{Tinggi} = 15,441 \text{ m}$$

### **Shell**

$$\text{Diameter dalam} = 121,586 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar} = 122,361 \text{ in}$$

$$\text{Tebal Shell} = 42,827$$

$$\text{Tebal tutup} = 21,261 \text{ in}$$

## 8. Pompa (L-211)

Fungsi : Memompa etilen oksida dari stripper (D-130) ke reaktor etilen glikol (R-210)

Jenis : pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 55 °C = 328 K

Laju alir massa = 2411921,68 kg/hari

= 100496,74 kg/jam

= 61,54 lb/detik

$\rho$  C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>O = 882 kg/m<sup>3</sup>

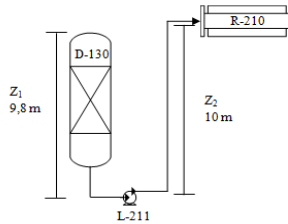
= 55,06 lb/ft<sup>3</sup>

$\mu$  C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>O = 0,20658599 cP

= 0,50 lb/ft.jam

= 0,00020659 kg/m.detik

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik, Q} &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\ &= \frac{100496,74 \text{ kg/jam}}{882 \text{ kg/m}^3} \\ &= 113,942 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0316505 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 1,11767 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$



Gambar pompa L-131

## Perencanaan Pompa

Asumsi : aliran laminar ( $N_{re} < 2100$ ) (Pers. 16 hal 496

$$\begin{aligned}
 \text{Di optimum} &= 0,363 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18} \quad \text{Timmerhause)} \\
 &= 0,363 \times 1,051 \times 0,81 \\
 &= 0,31 \quad \text{ft} \\
 &= 3,73 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis ditentukan :

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal pipe size} &= 4 \quad \text{in} \\
 &= 0,1016 \quad \text{m} \\
 \text{Schedule number} &= 80 \\
 \text{Diameter luar} &= 4,500 \quad \text{in} \\
 &= 0,1143 \quad \text{m} \\
 \text{Diameter dalam} &= 3,826 \quad \text{in} \\
 &= 0,09718 \quad \text{m} \\
 \text{Inside sect. Area} &= 0,07986 \quad \text{ft}^2
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran

$$v = \frac{Q}{A_i} = \frac{1,118 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,07986 \text{ ft}^2} = 13,9954 \text{ ft/s}$$

$$= 4,26581 \text{ m/s}$$

$$NRe = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu}$$

$$= \frac{882 \times 4,26581 \times 0,09718}{0,000206586}$$

$$= 1769895$$

Karena  $Nre > 2100$ , maka asumsi aliran turbulen benar

Ukuran pipa keluar dipilih = 4 in Sch 80

Perhitungan *friction losses*

a. Friksi pada pipa lurus

Panjang pipa yang digunakan :

|       |                           |   |   |   |     |   |     |   |      |   |
|-------|---------------------------|---|---|---|-----|---|-----|---|------|---|
| -     | pipa lurus                | = |   |   |     |   |     |   | 25   | m |
| -     | 3 elbow 90°               | = | 3 | x | 35  | x | 0,1 | = | 10,5 | m |
| -     | 1 gate valve              | = | 1 | x | 300 | x | 0,1 | = | 30   | m |
| <hr/> |                           |   |   |   |     |   |     |   |      |   |
|       | total pipa ( $\Delta L$ ) |   |   |   |     |   |     |   | 65,5 | m |

Bahan pipa yang digunakan :

Untuk pipa *commercial steel*,  $\epsilon = 0,000046 \text{ m}$

ID = 0,0972 m

Panjang total pipa lurus = 65,5 m

$Nre = 1769895,1$  (aliran turbulen)

Dengan memplotkan  $Nre$  didapatkan faktor friksi :

$f = 0,0035$  (Sumber: Geankoplis, fig 2.10-3)

Sehingga *friction loss* :

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2} \text{ (Sumber: Geankoplis, pers. 2.10-5)} \\
 &= \frac{4 \times 0,0035 \times 65,5 \times 4,2658064}{0,0971804 \times 2} \\
 &= 20,1262008 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

b. *Sudden contraction*

Friksi yang terjadi karena adanya perpindahan dari luas penampang besar ke luas penampang kecil

Untuk aliran laminar,  $\alpha = 1$  (Sumber: Geankoplis, hal 93)

$$h_c = K_c \times \frac{v^2}{2\alpha}$$

$$K_c = 0,55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

Karena  $A_2$  jauh lebih kecil dari  $A_1$ , maka  $A_2/A_1$  dianggap

0, sehingga harga  $K_c = 0,55$ , maka

$$\begin{aligned}
 h_c &= 0,55 \times \frac{4,266}{2 \times 1} \\
 &= 5,0042 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

c. Friksi pada *elbow* :

Digunakan 3 buah *elbow*  $90^\circ$

$K_f = 1,08$  (Sumber : Tabel 2.10-2 Geankoplis)

$$h_f = K_f \times \frac{v^2}{2\alpha} \text{ (Sumber: Pers 2.10-17 Geankoplis)}$$

$$= 3 \times 1,08 \times \frac{4,266}{2 \times 1}$$

$$= 0,1497139 \text{ J/kg}$$

d. Friksi pada *valve*

Digunakan 1 buah *globe valve*

$$K_f = 12,7 \text{ (Sumber : Tabel 2.10-2 Geankoplis)}$$

$$h_f = K_f \times \frac{v^2}{2\alpha} \text{ (Sumber: Pers 2.10-17 Geankoplis)}$$

$$= 1 \times 12,7 \times \frac{4,266}{2 \times 1}$$

$$= 0,5868416 \text{ J/kg}$$

e. Friksi total pada pompa

$$\Sigma F = F_f + h_c + h_f \text{ (elbow + valve)}$$

$$= 20,1262 + 5,0042 + 0,7365555$$

$$= 25,867 \text{ J/kg}$$

#### 4. Daya Pompa

Persamaan Bernoulli

$$-W_s = \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \times g + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha} + \Sigma F$$

(Sumber: Pers. 2.7-28 Geankoplis)

Dimana :

Tekanan keluar tangki (P1)

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

Tekanan masuk tangki pencampur (P2)

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ Pa}$$

$$\Delta Z = 10 \text{ m}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0 \text{ m/s}$$

$$-W_s = \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \times g + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha} + \Sigma F$$

$$= \frac{0}{882} + (10 \times 9,8) + \frac{0}{2 \times 1} + 25,86696$$

$$= 123,87 \text{ J/kg}$$

$$W_s = -123,87 \text{ J/kg}$$

$$W_s = -\eta \times W_p \quad (\text{Sumber: Pers. 2.7-30})$$

$$-123,87 = -0,8 \times W_p \quad \text{Geankoplis}$$

$$W_p = \frac{-123,87}{-0,8}$$

$$= 154,834 \text{ J/kg}$$

##### 5. Power pompa

$$\text{Laju alir massa} = 2411921,68 \text{ kg/hari}$$

$$= 100496,74 \text{ kg/jam}$$

$$= 27,92 \text{ kg/detik}$$

$$W_p = 154,8 \text{ J/kg}$$

$$P = Q \times W_p \quad (\text{Geankoplis hal.66})$$

$$= 27,92 \text{ kg/detik} \times 154,8 \text{ J/kg}$$

$$= 4322,3004 \text{ W}$$

$$= 4,3223 \text{ kW}$$

$$= 5,79629 \text{ hp}$$

$$= 6 \text{ hp}$$



***Resume Spesifikasi Pompa***

| Spesifikasi         |   | Keterangan   |                    |
|---------------------|---|--|--------------------|
| Kode alat           | = | L-211  |                    |
| Fungsi              | = | Memompa etilen oksida dari stripper (D-130) ke reaktor etilen glikol (R-210) |                    |
| Tipe pompa          | = | Pompa sentrifugal  |                    |
| Kapasitas           | = | 1,118  | ft <sup>3</sup> /s |
| Ukuran pipa         |   |  |                    |
| D nominal           | = | 4  | in                 |
| ID                  | = | 3,83   | in                 |
| OD                  | = | 4,50   | in                 |
| <i>Schedule no.</i> | = | 80   |                    |
| Bahan               | = | <i>Commercial steel</i>  |                    |
| <i>Power</i> pompa  | = | 6  | hp                 |

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

### 9. REAKTOR ETILEN GLIKOL (R-210)

Kode : R-210

Fungsi : Sebagai tempat bereaksi etilen oksida dan air

Tujuan :

1. Menentukan kondisi umpan
2. Menghitung Volume Reaktor
3. Menghitung desain reaktor

#### 1. Menentukan kondisi umpan

- Densitas Campuran

$$T = 463 \text{ K} \quad P = 25 \text{ atm} \quad R = 0,1 \text{ L.atm/mol.K}$$

Menurut Wilkes (1999)

$$\rho = (BM \times P) / (R \times T)$$

| Komponen                        | BM | $\rho$     | xi  | xi.pi  |
|---------------------------------|----|------------|-----|--------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O | 44 | 28,9732919 | 0,1 | 2,897  |
| H <sub>2</sub> O                | 18 | 11,8527103 | 0,9 | 10,667 |
| Total                           |    |            | 1   | 13,565 |

Jadi, densitas campuran adalah 11,05663 kg/m<sup>3</sup>

- Viskositas Campuran

$$T = 600 \text{ K}$$

| Komp.                           | A      | B      | C         | n gas | xi   | n.xi   |
|---------------------------------|--------|--------|-----------|-------|------|--------|
| C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O | -12,18 | 0,3767 | -7,76E-05 | -40   | 0,33 | -13,24 |
| H <sub>2</sub> O                | -36,83 | 0,429  | -2,E-05   | -43   | 0,67 | -28,58 |
| Total                           |        |        |           | -83   | 1    | -41,82 |

Jadi, viskositas campuran adalah 146,86 micropoise

$$= -0,0004182 \text{ Cp (kg/m.s)}$$

$$= -1,5054848 \text{ kg/jam.m}$$

$$= -0,0010116 \text{ lb/ft.jam}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

### 2. Menghitung Volume Reaktor

Untuk mencari V pada reaktor *plug flow* yaitu dengan cara :

$$V = F_{A0} \int dX_A / -r_A = - F_{A0} / C_{A0} \int_{C_{A0}}^{C_A} dC_A / -r_A$$

Reaksi Utama



Berdasarkan data dari *Kinetics of the Reactions of Ethylene Oxide with Water and Ethylene Glycols* (2001) diperoleh kecepatan reaksi antara etilen oksida dan air yaitu :

$$- r_A = -0,1044 \cdot C_A \cdot C_B$$

$$- C_{A0}$$

$$- C_{B0}$$

$$C_{A0} = m/BM \times 1/F$$

$$= 241192,168/44 \times 1/2411921,679$$

$$= 0,0022727 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = m/BM \times 1/F$$

$$= 2170729,511/18 \times 1/2411921,679$$

$$= 0,05 \text{ kmol/jan}$$

| $X_A$ | $CA = (C_{A0} * (1 - X_A))$ | CA       | $C_B$ |
|-------|-----------------------------|----------|-------|
| 0     | $0,0035482 * (1 - 0)$       | 0,003548 | 0,050 |
| 0,235 | $0,0035482 * (1 - 0,235)$   | 0,001739 | 0,026 |
| 0,47  | $0,0035482 * (1 - 0,47)$    | 0,001205 | 0,015 |
| 0,705 | $0,0035482 * (1 - 0,705)$   | 0,000670 | 0,003 |
| 0,94  | $0,0035482 * (1 - 0,94)$    | 0,000136 | 0,050 |

### Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

| $X_A$ | $1+X_A/1/X_A$ | $(1+X_A/1/X_A)^{1/2}$ |
|-------|---------------|-----------------------|
| 0     | 1             | 1                     |
| 0,235 | 1,61437908    | 1,270582183           |
| 0,47  | 2,77358491    | 1,66540833            |
| 0,705 | 5,77966102    | 2,404092556           |
| 0,94  | 32,3333333    | 5,686240703           |

$$\int_0^{0,94} -r_A = \frac{1(1)+4(1,27)+2(1,66)+4(2,404)+1(5,686)}{12}$$

$$= 24,71575632$$

$$\begin{aligned} - F_{A0} &= 100496,74 \text{ kg/jam} & C_{A0} &= m/BM \times 1/F \\ &= 7408,6585 \text{ m}^3/\text{jam} & &= 10049,67367/44 \\ & & &= 1/100496,7 \\ & & &= 0,001087 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

### **Volume Reaktor**

$$\begin{aligned} V &= F_{A0} \int dX_A / -r_A \\ &= F_{A0} \int_0^{0,94} 1 / (-r_A) dx \\ &= 7408,65845 \times 24,71576 \\ &= 183110,597 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

- Waktu tinggal

$$V/F_{A0} = \tau/C_{A0}$$

$$\tau = V C_{A0}/F_{A0}$$

$$= (176602,994 \times 0,003548)/5646,25$$

$$= 0,02686496 \text{ jam}$$

#### 14. Evaporator

Fungsi : Untuk menguapkan air dengan kadar Etilen Glikol 10% menjadi 90%

Jenis : Standard Vertical Tube Evaporator

##### Evaporator Efek 1 :

Dari Appendix B

$$Q = 334.774.027,483 \text{ W}$$

$$\text{steam masuk} = 214 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{suhu keluar} = 188 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 214 - 187,9570 = 25,9 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$UD = 3132 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{UD \times \Delta T} \\ &= \frac{334.774.027,483}{3132 \times 25,9} \\ &= 4.126,960 \text{ m}^2 = 44.421,767 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas Perpindahan Panas Maksimum =  $300 \text{ m}^2$  (Ulrich ; T.4-7)

Kondisi tube Badger hal 174 (1 - 4 in ID),

Ukuran : 4 in dan 13 ft Hugout hal 509

Dipilih : = 4 m (2.25-4m = 7-13ft)

Pipa standar 4 in (kern table 11)

$$OD = 4,5 \text{ in} = 0,4 \text{ ft}$$

$$ID = 4,0 \text{ in} = 0,3 \text{ ft}$$

$$a't = 13 \text{ in}^2 = 0,1 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah } t &= \frac{A}{a't \times L} \\ &= \frac{44421,7667}{0,1 \times 13} \\ &= 38745 \text{ buah} \end{aligned}$$

### Dimensi Evaporator

$$A = N_t \times a't$$

$$= 3.417 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{eva}} = \sqrt{(4 \times A / \pi)} = 66 \text{ ft} = 20 \text{ m}$$

### Tinggi evaporator

Tinggi badan silind (Hougot, 508)      Tinggi evaporator =

Tinggi badan silinder =                      tinggi badan silinder

1,5 x 4,0 = 5,9 m                              + panjang tube

Tinggi evaporator = 10 m

### Diameter Centerwall

Diameter *centre well* = 0,25 x  $D_{\text{evap}}$  (Hugot hal 509)

$$= 0,25 \times 66 = 16,4942 \text{ ft}$$

**Tebal minimum shell** = 5,0274 m

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk Cylindrical Tank

$$t_{\text{min}} = \frac{P \times r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Keterangan:  $t_{\text{min}}$  = tebal shell minimum (in)

P = tekanan tangki (psi)

$r_i$  = jari-jari tangki (in)

C = faktor korosi (in)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E : 1

bahan konstruksi shell : Carbon steel SA-203 Grade C

Dari Brownell & Young didapat data sebagai berikut:

$f_{\text{allov}} = 18750 \text{ psi}$  (Brownell & Young, Table 13.1)

$P_{\text{ope}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

P desain = 1,2 x Pop

$$= 17,635 \text{ psi}$$

R = 1/2 D

$$= 33 \text{ ft} = 396 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{17,635 \times 395,8609}{18750 \times 1 - 0,6 \times 18} + 0,125$$

$$= 0,5907 \text{ (digunakan } t = 3/16 \text{ in)}$$

### **Tebal conical dishead (bawah)**

$$t_{\text{conical}} = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P)} + D$$

dengan :

$$\alpha = 1/2 \text{ sudut conis}$$

$$= 1/2 \cdot 30^\circ$$

Bahan konstruksi shell : dianjurkan bahan campuran alloy carbon steel dengan nickel

Bahan konstruksi : SA-203 Grade C

$$f_{\text{allowance}} = 18750 \text{ psi}$$

$$t_{\text{conical}} = \frac{17,6352}{2 \times \cos 30^\circ (18750 \times 1 - 0,6 \times 18)} \text{ in} + 0,125$$

$$= 0,1250 \text{ (digunakan } t = 1/2 \text{ in)}$$

### **Spesifikasi efek 1**

$$\text{Diameter Centerwall} = 5,0274 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Evaporator} = 20,1097 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Evaporator} = 9,9060 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Shell} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{Tebal Tutup} = 1/2 \text{ in}$$

### **Tube Calandria**

$$\text{Ukuran} = 4 \text{ in sch. standard 40 IPS}$$

$$\text{OD} = 0,3750 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang Tube} = 13 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah Tube} = 38745 \text{ buah}$$

$$\text{Bahan Konstruksi} = \text{Carbon Steel SA-203 Grade C (2}^{1/2} \text{ Ni)}$$

$$\text{Jumlah Evap} = 38745 \text{ buah}$$



## Evaporator Efek 2 :

Dari Appendix B

$$Q = 340.257.052,045 \text{ W}$$

$$\text{suhu masuk} = 188 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{suhu keluar} = 152 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 187,9570 - 151,5380 = 35,92 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$UD = 1987 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$$

$$= \frac{340.257.052}{1987 \times 36}$$

$$= 4.767,305 \text{ m}^2 = 51.314,844 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas Perpindahan Panas Maksimum} = 300 \text{ m}^2 \quad (\text{Ulrich ; T.4-7})$$

Kondisi tube Badger hal 174 (1 - 4 in ID),

Ukuran : 4 in dan Panjang tube = 13 ft Hugout hal 509

Dipilih : 4 m (2.25-4m = 7-13ft)

Pipa standar 4 in (kern table 11)

$$OD = 4,5 \text{ in} = 0,3750 \text{ ft}$$

$$ID = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$a't = 12,70 \text{ in}^2 = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube, Nt} &= \frac{A}{a't \times L} \\ &= \frac{51314,8442}{0,1 \times 13} \\ &= 44.757 \text{ buah} \end{aligned}$$

## Dimensi Evaporator

$$A = Nt \times a't$$

$$= 3947,2957 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{eva}} = \sqrt{(4 \times A / \pi)} = 71 \text{ ft} = 22 \text{ m}$$

### Tinggi evaporator

Tinggi badan silinder = 1,5 sampai 2 kali panjang tube

Tinggi evaporator = tinggi

Tinggi badan silinder = badan silinder + panjang tube  
1,5 x 4 = 5,9 m                      Tinggi evaporator = 10 m

### Diameter Centerwall

Diameter *centre well* = 0,25 x  $D_{\text{evap}}$  (*Hugot hal 509*)  
= 0,25 x 71 = 17,7278 ft = 5,4034 m

### Tebal minimum shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk Cylindrical Tank

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Keterangan;  $t_{\min}$  = tebal shell minimum (in)

P = tekanan tangki (psi)

$r_i$  = jari-jari tangki (in)

C = faktor korosi (in)

E = faktor pengelasan 1

bahan konstruksi shell : Carbon steel SA-203 Grade C

Dari Brownell & Young didapat data sebagai berikut:

$f_{\text{allowance}}$  = 18750 psi

$P_{\text{operasi}}$  = 1 atm = 14,7 psi

$P_{\text{desain}}$  = 1,2 x  $P_{\text{op}}$

= 17,635 psi

R = 1/2 D

= 35 ft = 425,4674 in

$$t_{\min} = \frac{17,635 \times 425,4674}{18750 \times 1 - 0,6 \times 18} + 0,125$$

= 0,6256 (digunakan  $t = 3/16$  in)

**Tebal conical dishead (bawah)**

$$t_{\text{conical}} = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P)} + C$$

dengan :

$$\alpha = 1/2 \text{ sudut conis}$$

$$= 1/2 \cdot 30^\circ$$

Bahan konstruksi shell : dianjurkan bahan campuran alloy carbon steel dengan nickel

Bahan konstruksi : SA-203 Grade C

$$f_{\text{allowance}} = 18750 \text{ psi}$$

$$t_{\text{conical}} = \frac{17,635 \times 850,9347}{2 \times \cos 30^\circ (18750 \times 1 - 0,6 \times 18)} + 0,125$$

$$= 3,3701 \text{ (digunakan } t = 1/2 \text{ in)}$$

**Spesifikasi efek 2**

$$\text{Diameter Centerwall} = 5,4034 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Evaporator} = 21,6137 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Evaporator} = 9,9060 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Shell} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{Tebal Tutup} = 1/2 \text{ in}$$

**Tube Calandria**

$$\text{Ukuran} = 4 \text{ in sch. standard 40 IPS}$$

$$\text{OD} = 0,3750 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$\text{P Tube} = 13 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah Tube} = 44757 \text{ buah}$$

$$\text{Bahan Konstruksi} = \text{Carbon Steel SA-203 Grade C (2}^{1/2} \text{ Ni)}$$

$$\text{Jumlah Evap} = 1 \text{ buah}$$

### Evaporator Efek 3 :

Dari Appendix B

$$Q = 409.795.521,922 \text{ W}$$

$$\text{suhu masuk} = 152 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{suhu keluar} = 71 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 151,5380 - 71,4880 = 79 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$U = 1136 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U \times \Delta T} \\ &= \frac{409.795.521,922}{1136 \times 79} \\ &= 4.566,272 \text{ m}^2 = 49.150,944 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas Perpindahan Panas Maksimum =  $300 \text{ m}^2$  (Ulrich ; T.4-7)

Kondisi tube Badger hal 174 (1 - 4 in ID),

Ukuran : 4 in dan Panjang tube = 13 ft Hugout hal 509

Dipilih : 4 m ( $2.25\text{-}4\text{m} = 7\text{-}13\text{ft}$ )

Pipa standar 4 in (kern table 11)

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in} = 0,3750 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$a't = 12,70 \text{ in}^2 = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube, Nt} &= \frac{A}{a't \times L} \\ &= \frac{49.150,944}{0,0882 \times 13} \\ &= 42.869 \text{ buah} \end{aligned}$$

### Dimensi Evaporator

$$A = Nt \times a't$$

$$= 3780,8418 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{evap}} = \sqrt{(4 \times A / \pi)} = 69,4 \text{ ft} = 21 \text{ m}$$

### Tinggi evaporator

Tinggi badan silind (Hougot, 508)      Tinggi evaporator = tinggi badan silinder + panjang tube

$$\begin{aligned} \text{Tinggi badan silinder} &= 1,5 \times 4,0 = 5,9 \text{ m} \\ \text{Tinggi evaporator} &= 10 \text{ m} \\ \text{Diameter } \textit{centre well} &= 0,25 \times D_{\text{evap}} \quad (\text{Hugot hal 509}) \\ &= 0,25 \times 69,40 = 17,3500 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Tebal minimum shell** = 5,2883 m

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk Cylindrical Tank

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Keterangan;  $t_{\min}$  = tebal shell minimum (in)

$P$  = tekanan tangki (psi)

$r_i$  = jari-jari tangki (in)

$C$  = faktor korosi (in)

$E$  = faktor pengelasan 1

bahan konstruksi shell : Carbon steel SA-203 Grade C

Dari Brownell & Young didapat data sebagai berikut:

$$f_{\text{allowance}} = 18750 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,2 \times 15 \\ &= 17,635 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= 1/2 D \\ &= 35 \text{ ft} = 416,4000 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{\min} &= \frac{17,635 \times 416,4000}{18750 \times 1 - 0,6 \times 18} + 0,125 \\ &= 0,6149 \text{ (digunakan } t = 3/16 \text{ in)} \end{aligned}$$

### Tebal conical dishead (bawah)

$$t_{\text{conical}} = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P)} + C$$

dengan :

$$\begin{aligned}\alpha &= 1/2 \text{ sudut conis} \\ &= 1/2 \cdot 30^\circ\end{aligned}$$

Bahan konstruksi shell : dianjurkan bahan campuran alloy carbon steel dengan nickel

Bahan konstruksi : SA-203 Grade C

$$f_{\text{allowance}} = 18750 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}t_{\text{conical}} &= \frac{17,635 \times 832,7999}{2 \times \cos 30^\circ (18750 \times 1 - 0,6 \times 18)} + 0,125 \\ &= 3,3010 \text{ (digunakan } t = 5/16 \text{ in)}\end{aligned}$$

### **Spesifikasi efek 3**

$$\text{Diameter Centerwall} = 5,2883 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Evaporator} = 21,1531 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Evaporator} = 9,906 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Shell} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{Tebal Tutup} = 5/16 \text{ in}$$

### **Tube Calandria**

$$\text{Ukuran} = 4 \text{ in sch. standard 40 IPS}$$

$$\text{OD} = 0,3750 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang Tube} = 13 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah Tube} = 42869 \text{ buah}$$

$$\text{Bahan Konstruksi} = \text{Carbon Steel SA-203 Grade C (2}^{1/2} \text{ Ni)}$$

$$\text{Jumlah Evap} = 1 \text{ buah}$$

### 10. Barometric Condensor (E-231)

memakai tipe = Multi jet spray

diperkirakan panjang pipa dari evaporator ke kondensor =  
10 ft

dengan elbow = 1

tekanan operasi = 18,40 kPa = 0,182 atm

suhu operasi = 58,29 °C = 590,7 Rankine

feed masuk: H<sub>2</sub>O uap = 6687,77 kg/jam = 1368,32 lb/jam

BM H<sub>2</sub>O = 18

suhu bahan<sub>std</sub> = 492 Rankine

ρ = 0,00758 lb/cuft (himmelblau 249)

Rate massa uap, V<sub>m</sub> = 279 lb/jam

Rate volumetrik uap, V<sub>v</sub> = V<sub>m</sub>/ρ = 279 / 0,0076  
= 36743,8 cuft/jam = 612 cuft/min

Ditetapkan kecepatan superficial = 6000 fpm

(tabel 2-4, page 85 ludwig vol 1)

luas penampang pipa, A<sub>pipa</sub> = V<sub>v</sub>/V<sub>s</sub> = 612,4 / 6000 = 0,10 ft<sup>2</sup>

Diameter pipa = 0,36058 ft = 4,3 in

Tekanan steam = 1002,1 kPa = 245,55 psi

Suhu steam = 180 °C = 356 °F

ρ steam = 0,07233 lb/cuft

Rate massa steam = 28,84 lb/jam

Rate volumetrik steam = 398,7418 cuft/jam

Diambil ukuran nozzle steam = 10 in sch 40

Dari fig 2 – 8, Ludwig, didapat : C<sub>2</sub> 15 in = 1,25 ft

Dari fig 2 – 8, Ludwig, didapat : C<sub>1</sub> 10 in = 0,83 ft

ρ steam = 0,0723 lb/cuft

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$P = C_1 \times C_2 \times \rho_{\text{steam}}$$

$$= 0,08 \text{ psi/100 ft pipa}$$

$$Le/D \text{ elbow} = 17 \quad (\text{geankoplis})$$

maka panjang elbow sebagai pipa lurus adalah

$$= 17 \times 1,3 = 21,25$$

$$\text{Panjang total pipa} = 19 \text{ ft}$$

$$\text{Pressure drop pipa / 1 ft pipa} = 0,0008 \text{ psi/ft}$$

$$\text{Pressure drop untuk panjang pipa total} = 0,014 \text{ psi}$$

$$\text{tekanan pada evaporator 3} = 0,1816 \text{ atm} = 2,669 \text{ psi}$$

Tekanan pada barometric condenser

$$= \text{tekanan evaporator} - \text{pressure drop total}$$

$$= 2,65 \text{ psi}$$

### **kebutuhan air pendingin**

$$\text{Rate uap air} = 278,7 \text{ lb/jam} = 126,4 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suhu kondensat} = 45 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Enthalpi masuk} = H_{\text{uap air}} + H_{\text{laten}} - H_{\text{kondensat}}$$

$$\text{Enthalpi uap air} = m \cdot C_p \cdot \Delta t = 1732,9 \text{ kkal}$$

$$\text{Enthalpi kondensat} = m \cdot C_p \cdot \Delta t = 2527,93 \text{ kkal}$$

$$\text{Enthalpi laten} = m \cdot \lambda = 71199,25 \text{ kkal}$$

$$\text{Enthalpi masuk} = 70404,2 \text{ kkal}$$

$$\text{Jumlah Air pendingin} = 70404 / (1 \times (45 - 30))$$

$$= 4693,6 \text{ kg/jam}$$

### **Spesifikasi Barometric Condenser**

$$\text{Nama Alat} = \text{E-231}$$

$$\text{Tipe} = \text{Multi Jet Spray}$$

$$\text{Bahan Konstruksi} = \text{Carbon Steel}$$

$$\text{Volumetrik uap} = 612,4 \text{ cuft/min}$$

$$\text{Diameter Pipa} = 4,327 \text{ in}$$



Panjang total pipa = 18,96 ft  
 Tekanan = 2,654 psi  
 Air pendingin = 4694 kg/jam

## 11. JET EJECTOR

Digunakan Single-stage steam ejector

Tekanan uap = 18,398 kPa = 0,1816 atm = 138,02 mmHg

Tekanan operasi bagian pemasukan (suction) = 75 mmHg  
 = 3 inHg ,  
 (ludwig, tabel 6-3 page 354)

Pressure drop pada kondensor =  $P_{\text{operasi}} - P_{\text{suction}} = 10351,2$

Tekanan masuk ejector = 75 mmHg = 0,0986 atm

### Perhitungan kebutuhan steam

$$W_v = \frac{W_n \times M_v \times P_v}{M_n \times P_n}$$

Keterangan :

$W_v$  = Berat vapor ; lb/jam

$W_n$  = Berat non-condensable gas ; lb/jam

$M_v$  = Molecular weight vapor

$M_n$  = Molecular weight non-condensable gas 29 mmHg

$P_v$  = tekanan vapor ; mmHg = 75 mmHg = 2,952 inHg  
 (ludwig, tabel 6-3 page 354)

$P_n$  = tekanan non-condensable gas ; mmHg

Non-condensable gas = udara

Vapor = Bahan yang menguap

Berdasarkan perhitungan massa dan panas :

BM campuran uap,  $MV = 18 \text{ kg/kmol (lb/lbmol)}$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\text{BM udara, Mn} = (21\% \times 32) + (79\% \times 28)$$

$$\text{Tekanan vapor, Pv} = 75 \text{ mmHg}$$

$$\text{Tekanan non-condensable gas, Pn} = 138,016$$

$$\text{kebocoran udara} = 15 \text{ lb/jam (ludwig, tabel 6-7)}$$

$$\text{Wv} = (15 \times 18 \times 75) / (29 \times 138)$$

$$= 5,1 \text{ lb/jam}$$

untuk faktor keamanan, berat campuran dilebihkan 20%

$$\text{Berat campuran uap, Mv} = 6,1 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Maka kapasitas design ejector} = 6,1 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Suction pressure} = 75 \text{ mmHg}$$

berdasarkan Ludwig fig 6-25 :

$$\text{kebutuhan steam} : 5 \text{ lb steam/lb air mixture}$$

$$= \text{kebocoran udara} \times \text{kebutuhan steam} = 75 \text{ lb/jam}$$

$$\text{digunakan steam dengan tekanan} = 1002,1 \text{ kPa}$$

$$= 9,89 \text{ atm}$$

$$\text{Steam pressure factor (F)} = 1,26 \text{ mmHg}$$

$$\text{kebutuhan steam (terkoreksi)} = 94,5 \text{ lb/jam}$$

$$= 42,9 \text{ kg/jam}$$

### Dimensi ejector

Diameter pemasukan (suction) :

$$D_1 = 2(W_{a1} / P_1)^{0,48}$$

dimana :

$$W_{a1} = \text{kapasitas design ejector, lb/jam}$$

$$P_1 = \text{tekanan bagian masuk, mmHg}$$

$$D_1 = 2 \times (6,1 / 75)^{0,48}$$

$$= 0,6 \text{ in}$$

Diameter bagian luar ( discharge )

$$D_2 = 0,75 D_1$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$D_2 = 0,45 \text{ in}$$

$$\text{Panjang (L)} = 9 \times D_1 = 5,4 \text{ in}$$

### **Spesifikasi Jet Ejector**

Nama Alat = G-213

Tipe = Single stage steam-jet ejector

Bahan Konstruksi = Carbon steel

inlet (suction) = 0,6 in

Outlet (discharge) = 0,45 in

Panjang = 5,4 in

Kapasitas desain = 6,105 lb/jam

Kebutuhan steam = 94,5 lb/jam

## 9. Kolom MEG (D-230)

Fungsi : Memisahkan produk monoetilen glikol dari campuran produk bawah dietilen glikol dan trietilen glikol

- Tujuan :
- Menentukan jenis kolom
  - Menentukan bahan konstruksi kolom
  - Menghitung jumlah *plate*
  - Menentukan lokasi umpan
  - Menentukan dimensi kolom

| Resume<br>Neraca<br>Massa | Komp  | <i>Feed</i>     |                      | <i>Distillate</i> |                      | <i>Bottom</i>  |                      |
|---------------------------|---|-----------------|----------------------|-------------------|----------------------|----------------|----------------------|
|                           |   | <b>F</b>        | <b>x<sub>F</sub></b> | <b>D</b>          | <b>x<sub>D</sub></b> | <b>B</b>       | <b>x<sub>B</sub></b> |
|                           | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 299.690         | 0,897                | 299.690           | 0,9386               | 0,00044        | 0,00000              |
|                           | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 32.771          | 0,098                | 19.057            | 0,0597               | 190,123        | 0,11387              |
|                           | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 1.480           | 0,004                | 0,233             | 0,0000               | 1.479,5        | 0,88613              |
|                           | H <sub>2</sub> O                              | 161,09          | 0,000                | 554,859           | 0,0017               | 0,00000        | 0,00000              |
|                           | <b>Total</b>                                  | <b>334103,6</b> | <b>1,00000</b>       | <b>319.302</b>    | <b>1</b>             | <b>1.669,6</b> | <b>1</b>             |

- a. Menentukan jenis kolom

Dalam perancangan ini dipilih jenis *tray* dengan pertimbangan

- Perkiraan awal diameter kolom > 3 ft
- Fluida tidak bersifat korosif
- Rentang batas laju alir yang cukup besar tanpa menimbulkan *Flooding*

Jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan,

- Kapasitas uap dan cairannya besar
- *Pressure drop* yang rendah dengan efisiensi *tray* tinggi
- Lebih ringan, *low cost* dan fabrikasi yang relatif mudah
- Kestabilan yang lebih tinggi saat operasi

- b. Menentukan bahan konstruksi kolom

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade A*,

dengan pertimbangan :

- Mempunyai *allowable stress* yang besar, sehingga untuk kapasitas yang sama hanya memerlukan bahan yang tipis
- Harga material yang relatif murah

## c. Menghitung jumlah *plate* aktual

Untuk menghitung jumlah plate digunakan metode *shortcut* .

Menghitung *efisiensi tray* kolom distilasi menggunakan

*O'Connell Correlation* .

*Light Key Component* = Monoetilen Glikol

*Heavy Key Component* = Dietilen glikol

Temperatur Puncak Kolom = 139,4 °C = 412 K

Temperatur Dasar Kolom = 209,19 °C = 482 K

Temperatur Rata-rata Kolom = 447,3 K

Tekanan Operasi Kolom = 0,1 bar

Menghitung viskositas campuran umpan masuk,

Menentukan viskositas campuran komponen dengan pers.

DIPPR 101 menggunakan parameter sebagai berikut :

$$\log 10\mu = A + B/T + CT + CT^2$$

Dimana  $\mu$  = viskositas, cP

T = temperatur, K

A, B, C, D = parameter DIPPR 101

| Komp  | A       | B      | C         | D            |
|---|---------|--------|-----------|--------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | -16,973 | 3188,6 | 0,0325370 | -0,00002     |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | -14,794 | 3150,2 | 0,0235430 | -0,00001     |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | -13,888 | 3064,2 | 0,0205310 | -0,00001     |
| H <sub>2</sub> O                              | -10,216 | 1792,5 | 0,01773   | -0,000012631 |

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$T = 174,3 \text{ }^{\circ}\text{C} = 447,3 \text{ K}$$

| Komp                                | $x_i$  | $\mu$ (cP) | $\mu \cdot x_i$ |
|-------------------------------------|--------|------------|-----------------|
| $\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$    | 0,936  | 0,648      | 0,6             |
| $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3$ | 0,060  | 4.713      | 282,3           |
| $\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4$ | 0,002  | 4.110      | 7,85626         |
| $\text{H}_2\text{O}$                | 0,002  | 0,157      | 0,00027         |
| Total                               | 1,0000 |            | 290,76          |

$$\mu = 0,0291 \text{ cP}$$

Menentukan efisiensi *tray*

$$E_0 = 51 - 32,5 \left[ \log (\mu_{avg} \cdot \alpha_{avg}) \right]$$

Dimana :

$\mu_{avg}$  = viskositas molar cairan umpan pada suhu rata-rata kolom distilasi (160,835  $^{\circ}\text{C}$ )

$\alpha_{avg}$  = relatif volatilitas rata-rata *light key* pada distilat dan *bottom*

$$= 5,05$$

Maka dapat dihitung dan didapatkan efisiensi,  $E_0$

$$\text{Didapatkan } E_0 = 0,7807$$

Menghitung jumlah *plate* ideal,

Dari perhitungan neraca massa diperoleh nilai  $N_m$ ,  $R_{min}$  dan  $R$ .

$$N_m = 9,5$$

$$R_{min} = 0,29$$

$$\begin{aligned} R &= 1,5 \times R_{min} \\ &= 1,5 \times 0,29 \\ &= 0,430 \end{aligned}$$

Jumlah stage teoritis dihitung dengan persamaan Eduljee

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,75 \left[ 1 - \left( \frac{R - R_m}{R + 1} \right)^{0,566} \right]$$

$$0,566$$

$$\frac{N - 9,5004}{N + 1} = 0,75 \left[ 1 - \left( \frac{0,4299 - 0,2866}{0,4299 + 1} \right) \right]$$

$$\frac{N - 9,5004}{N + 1} = 0,54601$$

$$N - 9,5004 = 0,54601 (N + 1)$$

$$N - 9,5004 = 0,54601 N + 0,54601$$

$$0,454 N = 10,04645$$

$$N = 22,1292$$

Menghitung jumlah *plate* aktual,

$$\begin{aligned} N_{\text{aktual}} &= \frac{N}{E_o} \\ &= \frac{22,1292}{0,78075} \\ &= 28,34 \\ &\approx 29 \text{ plate aktual} \end{aligned}$$

d. Menentukan lokasi umpan masuk kolom,

Penentuan lokasi umpan kolom distilasi menggunakan persamaan Kirkbride,

$$\log \frac{N_s}{N_s} = 0,206 \log \left[ \left( \frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \frac{W}{D} \left( \frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right)^2 \right]$$

$$(x_{LK})_F = 0,94 \quad N_s = \text{Jumlah stage di bawah titik masuk umpan (stripping)}$$

$$(x_{HK})_F = 0,060 \quad N_e = \text{Jumlah stage di atas titik masuk umpan (enriching)}$$

$$(x_{LK})_B = 0,000$$

$$(x_{HK})_D = 6,0E-02$$

$$W = 11,66$$

$$D = 5150,03$$

$$\log \left[ \frac{N_e}{N_s} \right] = 0,21 \times \log \left[ \frac{W}{D} \times \frac{(x_{HK})_F}{(x_{LK})_F} \times \frac{(x_{LK})_W^2}{(x_{HK})_D} \right]$$

$$= 0,21 \times \log \left[ \frac{11,66}{5150,0} \times \frac{0,06}{0,94} \times \frac{0,00}{0,0597} \right]$$

$$= -2,847582595$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,0014 \quad , \quad N_e = 0,0014 \times N_s$$

Dari perhitungan sebelumnya, telah didapatkan N,

$$N_{\text{Theoretical}} = 22$$

$$N_e + N_s = N_{\text{Theoretical}}$$

$$N_e + N_s = 22$$

$$0,0014 N_s + N_s = 22$$

$$1,0014 N_s = 22,13$$

$$N_s = 22,10$$

$$\approx 28,3 \quad (\text{Aktual})$$

$$N_e = 0,0$$

$$\approx 0,04 \quad (\text{Aktual})$$

Jadi umpan masuk pada *plate* ke 1 dari atas kolom

e. Menentukan dimensi kolom,

Menghitung L dan V bagian *bottom* ,

Dari neraca massa didapatkan data sebagai berikut :

$$L = 472.565,698 \text{ kg/hari} = 1041828 \text{ lb/hari}$$

$$= 43.409,491 \text{ lb/jam}$$

$$V = 470.896,096 \text{ kg/hari} = 1038147 \text{ lb/hari}$$

$$= 43.256,123 \text{ lb/jam}$$

Menghitung densitas liquida dan uap pada bagian *stripping* ,

Menentukan densitas campuran liquida dengan persamaan

DIPPR 105 menggunakan parameter sebagai berikut :

$$\text{density} = A B \cdot (1 \cdot T/T_c)^n$$

Dimana  $\rho$  = densitas, kg/m<sup>3</sup> g/cm<sup>3</sup>  
 T = temperatur, K



## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

| Komp  | A      | B      | n       | T <sub>c</sub> |
|---|--------|--------|---------|----------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 0,3250 | 0,2550 | 0,1720  | 645,00         |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 0,340  | 0,261  | 0,242   | 744,6          |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,3390 | 0,2607 | 0,2096  | 700            |
| H <sub>2</sub> O                              | 0,3471 | 0,274  | 0,28571 | 647,13         |

$$T = 209,19 \text{ }^{\circ}\text{C} = 482,19 \text{ K} \quad P = 0,1 \text{ bar}$$

| Komp  | BM  | x <sub>B</sub> | ρ (kg/m <sup>3</sup> ) | ρ.x <sub>B</sub> | BM.x <sub>B</sub> |
|---|-----|----------------|------------------------|------------------|-------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 62  | 0,0000         | 344,90                 | 0,0001           | 2,E-05            |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 106 | 0,1139         | 381,44                 | 43,4352          | 12,07             |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 150 | 0,8861         | 370,10                 | 327,9527         | 132,92            |
| H <sub>2</sub> O                              | 18  | 0,0000         | 381,42                 | 4,E-20           | 2,E-21            |
| <b>Total</b>                                  |     | <b>1,00</b>    |                        | <b>371,3880</b>  | <b>144,99</b>     |

Menentukan densitas campuran uap

| Komponen                                      | x <sub>B</sub> | T <sub>C</sub> (K) | P <sub>C</sub> (bar) | ω     | x <sub>B</sub> .T <sub>C</sub> | x <sub>B</sub> .P <sub>C</sub> | x <sub>B</sub> .ω |
|---|----------------|--------------------|----------------------|-------|--------------------------------|--------------------------------|-------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 0,9373         | 645                | 75,3                 | 1,137 | 604,55                         | 70,578                         | 1,0657            |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 0,0410         | 744,6              | 46                   | 0,621 | 30,517                         | 1,8853                         | 0,0255            |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,0113         | 700                | 33,2                 | 1,386 | 7,8842                         | 0,3739                         | 0,0156            |
| H <sub>2</sub> O                              | 0,0105         | 33,18              | 13,1                 | -0,22 | 0,3473                         | 0,1374                         | -0,0023           |
| <b>TOTAL</b>                                  | <b>2291,4</b>  |                    |                      |       | <b>643,3</b>                   | <b>72,974</b>                  | <b>1,1045</b>     |

$$T_C = 643,3 \text{ K} \quad P_C = 72,974 \text{ bar} \quad \omega = 1,1045$$

$$\begin{aligned}
 T_R &= \frac{T}{T_C} & B^0 &= 0,083 - \frac{0,422}{(T_R)^{1,6}} \\
 &= \frac{482,19}{643,3} & &= 0,083 - \frac{0,422}{(0,7)^{1,6}} \\
 &= 0,7496 & &= -0,5863 \\
 P_R &= \frac{P}{P_C} & B^1 &= 0,139 - \frac{0,172}{(T_R)^{4,2}} \\
 &= \frac{0,1}{72,974} & &= 0,139 - \frac{0,172}{(0,7)^{4,2}} \\
 &= 0,001 & &= -0,4382
 \end{aligned}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}\frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} &= B^0 + \omega \times B^1 \\ &= -0,6 + 1,1045 \times -0,4382 \\ &= -1,0703\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Z &= 1 + \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} \times \frac{P_R}{T_R} \\ &= 1 + -1,0703 \times \frac{0,001}{0,7496} \\ &= 0,998\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V' &= \frac{Z \times R \times T}{P \times BM_{Camp}} \quad R = 0,08205 \text{ L.atm.K}^{-1}.\text{mol}^{-1} \\ &= \frac{0,998 \times 0,08 \times 482,19}{0,1 \times 145,0} \\ &= 2,7234 \text{ m}^3/\text{kg} \\ \rho_v &= \frac{1}{V'} = \frac{1}{2,7234} = 0,3672 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Menghitung laju alir volumetrik bagian *bottom* ,

$$\begin{aligned}L_B = \frac{L}{\rho_{Liq}} &= \frac{472565,6979}{371,39} \quad V_E = \frac{V}{\rho_{Vap}} = \frac{470896,10}{0,367} \\ &= 1272,4 \text{ m}^3/\text{hari} \quad = 1.282.433 \\ &= 0,52 \text{ ft}^3/\text{s} \quad = 524,13016 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Menghitung L dan V bagian distilat,

Dari perhitungan neraca massa didapatkan,

$$\begin{aligned}L &= 470896,0963 \text{ kg/hari} = 1038146,952 \text{ lb/hari} \\ &= 43256,12299 \text{ lb/jam} \\ V &= 137281,7773 \text{ kg/hari} = 302654,1518 \text{ lb/hari}\end{aligned}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$= 12610,58966 \text{ lb/jam}$$

Menghitung densitas liquida dan uap pada bagian *enriching*

Menentukan densitas campuran liquida dengan persamaan

DIPPR 105 menggunakan parameter sebagai berikut :

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2 \text{ Dimana } \rho = \text{densitas, kg/m}^3$$

$$T = \text{temperatur, K}$$

| Komp    | A      | B      | n      | T <sub>c</sub> |
|---------|--------|--------|--------|----------------|
| C2H6O2  | 0,3250 | 0,2550 | 0,1720 | 645,0000       |
| C4H10O3 | 0,3401 | 0,2611 | 0,2422 | 744,6000       |
| C6H14O4 | 0,3390 | 0,2607 | 0,2096 | 700,0000       |
| H2O     | 0,3471 | 0,2740 | 0,2857 | 647,1300       |

$$T = 139,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 412,4 \text{ K } P = 0,1 \text{ bar}$$

| Komp         | BM  | x <sub>D</sub> | ρ (kg/m <sup>3</sup> ) | ρ·x <sub>D</sub> | BM·x <sub>D</sub> |
|--------------|-----|----------------|------------------------|------------------|-------------------|
| C2H6O2       | 62  | 0,9567         | 353,78                 | 338,47           | 59,32             |
| C4H10O3      | 106 | 4,E-10         | 393,24                 | 2,E-07           | 0,00              |
| C6H14O4      | 150 | 0,E+00         | 380,64                 | 0,E+00           | 0,00              |
| H2O          | 18  | 1,E-08         | 396,94                 | 6,E-06           | 0,00              |
| <b>Total</b> |     | 1,0000         |                        | <b>338,47</b>    | <b>59,32</b>      |

Menentukan densitas campuran uap

| Komp         | x <sub>D</sub> | T <sub>C</sub> (K) | P <sub>C</sub> (bar) | ω     | x <sub>D</sub> ·T <sub>C</sub> | x <sub>D</sub> ·P <sub>C</sub> | x <sub>D</sub> ·ω |
|--------------|----------------|--------------------|----------------------|-------|--------------------------------|--------------------------------|-------------------|
| C2H6O2       | 0,9989         | 645                | 75,3                 | 1,137 | 644                            | 75,2184                        | 1,13577           |
| C4H10O3      | 0,0003         | 744,6              | 46                   | 0,621 | 0,2379                         | 0,0147                         | 0,0002            |
| C6H14O4      | 0,0000         | 700                | 33,2                 | 1,386 | 0,0000                         | 0                              | 0                 |
| H2O          | 0,0018         | 33,18              | 13,13                | -0,22 | 0,0614                         | 0,02428                        | -0,0004           |
| <b>Total</b> | 1,0000         |                    |                      |       | <b>719,858</b>                 | <b>75,2574</b>                 | <b>1,13556</b>    |

$$T_C = 719,86 \text{ K } P_C = 75,257 \text{ bar } \omega = 1,1356$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$T_R = \frac{T}{T_C} \quad B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{(T_R)^{1,6}}$$

$$= \frac{412,4}{719,86} = 0,5729 \quad = 0,083 - \frac{0,422}{(0,7)^{1,6}} = -0,946$$

$$P_R = \frac{P}{P_C} \quad B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{(T_R)^{4,2}}$$

$$= \frac{0,1}{75,257} = 0,00 \quad = 0,139 - \frac{0,172}{(0,7)^{4,2}} = -1,646$$

$$\frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} = B^0 + \omega \times B^1$$

$$= -0,9 + 1,1356 \times -1,646$$

$$= -2,82$$

$$Z = 1 + \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} \times \frac{P_R}{T_R}$$

$$= 1 + -2,82 \times \frac{0,00}{0,5729}$$

$$= 0,993$$

$$V' = \frac{Z \times R \times T}{P \times BM_{Camp}} \quad R = 0,08205 \text{ L.atm.K}^{-1}.\text{mol}^{-1}$$

$$= \frac{0,9935 \times 0,08 \times 412,4}{0,1 \times 59,32}$$

$$= 5,6673 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$\rho_v = \frac{1}{V'} = \frac{1}{5,6673} = 0,1765 \text{ kg/m}^3$$

Laju alir volumetrik bagian *enriching*

$$L_E = \frac{L}{\rho_{Liq}} = \frac{470896,0963}{338,47} V_E = \frac{V}{\rho_{Vap}} = \frac{470896,10}{0,2}$$

$$= 1391,25 \text{ m}^3/\text{hari} = 2668705,9 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 0,57 \text{ ft}^3/\text{s} = 1090,7 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Menghitung properti fluida bagian *enriching* ,

Menghitung *surface tension* ,

Data - data yang digunakan didapatkan dari *Thermophysical Properties of Chemicals and Hydrocarbons*,

by Carl L. Yaws

$$\sigma = A (1 - T/B)^n$$

$$T = 139,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 412,4 \text{ K}$$

| Komp         | x <sub>D</sub> | A       | B      | n      | σ(dyne/cm) | σ.x <sub>D</sub> |
|--------------|----------------|---------|--------|--------|------------|------------------|
| C2H6O2       | 0,9989         | 106,491 | 645    | 1,2222 | 30,615     | 30,582           |
| C4H10O3      | 0,0003         | 92,567  | 744,6  | 1,2222 | 34,518     | 0,011            |
| C6H14O4      | 0,0000         | 91,649  | 700    | 1,2222 | 30,902     | 0,000            |
| H2O          | 0,0018         | 132,674 | 647,13 | 0,955  | 50,371     | 0,093            |
| <b>Total</b> |                |         |        |        |            | <b>30,686</b>    |

$$\text{Surface tension fluida} = 30,686 \text{ dyne/cm}$$

Menghitung viskositas liquida pada bagian distilat,

$$T = 139,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 412,4 \text{ K}$$

| Komp         | x <sub>D</sub> | μ (cP) | μ.x <sub>D</sub> |
|--------------|----------------|--------|------------------|
| C2H6O2       | 0,9567         | 1,0324 | 0,9878           |
| C4H10O3      | 0,0000         | 1,1312 | 0,0000           |
| C6H14O4      | 0,0000         | 1,6714 | 0,0000           |
| H2O          | 0,0000         | 0,1970 | 0,0000           |
| <b>Total</b> | <b>1,0000</b>  |        | <b>0,988</b>     |

$$\text{Viskositas liquida distilat} = 0,00066 \text{ lb/ft .s}$$

Menghitung viskositas uap pada bagian distilat,

| Komp    | A          | B      | C         |
|---------|------------|--------|-----------|
| C2H6O2  | -7,7180    | 0,3125 | -0,000044 |
| C4H10O3 | -3863,0000 | 0,2512 | -0,000026 |
| C6H14O4 | -6,7920    | 0,2292 | -0,000030 |
| H2O     | -36,8260   | 0,4200 | -0,000016 |

Sumber : Yaws (2014)

$$n_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

Dimana  $\eta$  = viskositas, cp  
 $T$  = temperatur, K  
 $T = 139,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 412,4 \text{ K}$

| Komp         | $x_D$         | $\eta$ ( $\mu\text{P}$ ) | $\eta \cdot x_D$  |
|--------------|---------------|--------------------------|-------------------|
| C2H6O2       | 0,9989        | 113,652496               | 113,529394        |
| C4H10O3      | 0,0003        | -3763,8477               | -1,2024364        |
| C6H14O4      | 0,0000        | 82,5393878               | 0                 |
| H2O          | 0,0018        | 133,626805               | 0,24714681        |
| <b>Total</b> | <b>1,0000</b> |                          | <b>112,574104</b> |

$$\begin{aligned} \text{Viskositas uap distilat} &= 0,0112574 \text{ cP} \\ &= 0,0000076 \text{ lb/ft} \cdot \text{s} \end{aligned}$$

Menghitung *liquid thermal conductivity* pada bagian distilat

| Komp    | A       | B        | C        |
|---------|---------|----------|----------|
| C2H6O2  | -0,5918 | 0,00000  | 6,5E+02  |
| C4H10O3 | -0,4818 | -0,23720 | 7,4E+02  |
| C6H14O4 | -0,7913 | 0,09950  | 7,0E+02  |
| H2O     | -0,2758 | 0,00461  | -5,5E-06 |

Sumber : Yaws (2014)

$$\log_{10} k_{\text{liq}} = A + B [1 - T/C]^{2/7}$$

Dimana  $k$  = *liquid thermal conductivity* (W/m.K)  
 $T$  = temperatur, K

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$T = 139,4 \text{ }^{\circ}\text{C} = 412,4 \text{ K}$$

| Komp  | $x_D$         | $k \text{ (W/m.k)}$ | $k.x_D$        |
|---|---------------|---------------------|----------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 0,9567        | 0,255976443         | 2,4E-01        |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 0,0000        | 0,324679739         | 1,3E-10        |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,0000        | 0,162592093         | 0,0E+00        |
| H <sub>2</sub> O                              | 0,0000        | -1,466624075        | -2,0E-08       |
| <b>Total</b>                                  | <b>1,0000</b> |                     | <b>2,4E-01</b> |

Menghitung properti fluida bagian *stripping* ,

Menghitung *surface tension* ,

Data - data yang digunakan didapatkan dari *Thermophysical*

*Properties of Chemicals and Hydrocarbons*, by Carl L. Yaws

$$T = 209,19 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad \underline{\underline{\sigma = A (1 - T/B)^n}}$$

$$= 482,19 \text{ K}$$

| Komp  | $x_B$       | A       | B      | n      | $\sigma \text{ (dynes/cm)}$ | $\sigma.x_B$   |
|---|-------------|---------|--------|--------|-----------------------------|----------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 0,000       | 106,491 | 645    | 1,2222 | 19,796                      | 0,0000         |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 0,154       | 92,567  | 744,6  | 1,2222 | 25,874                      | 3,9812         |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,846       | 91,649  | 700    | 1,2222 | 22,001                      | 18,6160        |
| H <sub>2</sub> O                              | 0,000       | 132,674 | 647,13 | 0,955  | 35,961                      | 0,0000         |
| <b>Total</b>                                  | <b>1,00</b> |         |        |        |                             | <b>22,5972</b> |

$$\text{Surface tension fluida} = 22,597 \text{ dyne/cm}$$

Menghitung viskositas liquida pada bagian *bottom* ,

$$T = 209,19 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 482,19 \text{ K}$$

| Komp  | $x_B$        | $\mu \text{ (cP)}$ | $\mu.x_B$     |
|---|--------------|--------------------|---------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>  | 0,000        | 5,3172             | 0,0000        |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 0,114        | 3,0840             | 0,3512        |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 0,886        | 2,3612             | 2,0924        |
| H <sub>2</sub> O                              | 0,000        | 2,0448             | 0,0000        |
| <b>Total</b>                                  | <b>1,000</b> |                    | <b>2,4435</b> |

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

Viskositas liquida *bottom* = 0,001642 lb/ft .s

Menghitung viskositas uap pada bagian *bottom* ,

| Komp    | A          | B      | C         |
|---------|------------|--------|-----------|
| C2H6O2  | -7,7180    | 0,3125 | -0,000044 |
| C4H10O3 | -3863,0000 | 0,2512 | -0,000026 |
| C6H14O4 | -6,7920    | 0,2292 | -0,000030 |
| H2O     | -36,8260   | 0,4200 | -0,000016 |

Sumber : Yaws (2014)

$$n_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

Dimana  $\eta$  = viskositas,  $\mu\text{P}$   
T = temperatur, K

$$T = 209,19 \text{ } ^\circ\text{C} = 482,19 \text{ K}$$

| Komp         | $x_B$        | $\eta$ ( $\mu\text{P}$ ) | $\eta \cdot x_B$ |
|--------------|--------------|--------------------------|------------------|
| C2H6O2       | 0,937        | 142,947087               | 133,982339       |
| C4H10O3      | 0,041        | -3741,898                | -153,35973       |
| C6H14O4      | 0,011        | 103,701839               | 1,16801289       |
| H2O          | 0,010        | 165,6938                 | 1,73416668       |
| <b>Total</b> | <b>1,000</b> |                          | <b>-16,47521</b> |

$$\text{Visko uap } bottom = -0,001647521 \text{ cP} = -1,1\text{E-}06 \text{ lb/ft .s}$$

| Data                            | Top Tray | Bottom Tray |
|---------------------------------|----------|-------------|
| Tekanan ( bar)                  | 0,1      | 0,1         |
| Temperatur ( $^\circ\text{C}$ ) | 139,4    | 209,19      |
| $\sigma$ (dyne/cm)              | 30,69    | 22,60       |
| $\rho_V$ (lb/ft <sup>3</sup> )  | 0,01     | 0,02        |
| $\rho_L$ (lb/ft <sup>3</sup> )  | 21,13    | 20,47       |
| Internal Reflux L/V             | 3,43     | 1,00355     |
| Max Vapor (lb/jam)              | 12610,59 | 43256,12    |
| Max Liquid (lb/jam)             | 43256,12 | 43409,49    |
| Max $Q_V$ (ft <sup>3</sup> /s)  | 1090,70  | 524,13      |
| Max $Q_L$ (ft <sup>3</sup> /s)  | 0,57     | 0,52004     |
| Max $Q_L$ (gpm)                 | 255,21   | 233,41      |
| Plate Spacing (in)              | 24       | 24          |



Langkah - langkah perhitungan di bawah ini menggunakan referensi dari Van Winkle

1 Diameter kolom

Perhitungan diameter kolom menggunakan asumsi berikut,

- *Flooding* = 0,8

| <b><i>TOP</i></b>   |  | <b><i>BOTTOM</i></b>   |
|---|--|--|
| <u><i>Flow Parameter</i></u>  |  |  |
| $P_F = \frac{L}{V} \left[ \frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0,5}$      |  | $P_F = \frac{L}{V} \left[ \frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0,5}$ |
| $= 0,08$  |  | $= 0,034$  |
| <p>Dari Fig 13.21, Van Winkle didapatkan <i>Capacity Factor</i></p> |  |  |
| <u><i>Capacity Parameter</i></u>                                    |  |  |
| $P_C = 0,375$   |  | $P_C = 0,34$   |

*Koreksi nilai PC sebagai fungsi dari σ*

|  |  |  |
|--|--|--|
| $P_{C \text{ Corr}} = P_C \times \left[ \frac{\sigma}{20} \right]^{0,2}$ |  | $P_{C \text{ Corr}} = P_C \times \left[ \frac{\sigma}{20} \right]^{0,2}$ |
| $= 0,38 \times \left[ \frac{30,69}{20} \right]^{0,2}$                    |  | $= 0,3 \times \left[ \frac{22,597}{20} \right]^{0,2}$                    |
| $= 0,408521$   |  | $= 0,35$   |

Menghitung *vapor velocity* untuk *flooding* 100%,

$$U_{VN} = P_C \times \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5}$$

|   |  |   |
|---|--|---|
| $U_{VN} = 0,41 \times \frac{21,1 - 0,0}{0,0}$ |  | $U_{VN} = 0,35 \times \frac{20,5 - 0,02}{0,02}$ |
| $U_{VN} = 17,88747106 \text{ fps}$            |  | $U_{VN} = 10,40641 \text{ fps}$                 |

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

Menghitung *net vapor flow area* antara plate

Asumsi *flooding* = 0,8

$$A_N = \left( \frac{Q_V}{U_{VN} \times (\% \text{ Flooding})} \right)$$

$$A_N = \frac{1090,70}{17,887 \times 0,8}$$

$$A_N = 76,22 \text{ ft}^2$$

*Asumsi,*

$$A_d = 0,1 \text{ A}$$

$$A = A_N + A_d$$

$$A = 76,2 + 0,1 \text{ A}$$

$$0,9 \text{ A} = 76,22$$

$$A = 84,688 \text{ ft}^2$$

$$A_N = \frac{524,13}{10,406 \times 0,8}$$

$$A_N = 62,958 \text{ ft}^2$$

*Asumsi,*

$$A_d = 0,1 \text{ A}$$

$$A = A_N + A_d$$

$$A = 63 + 0,1 \text{ A}$$

$$0,9 \text{ A} = 62,958$$

$$A = 69,953 \text{ ft}^2$$

Didapatkan diameter kolom,

$$D = \left[ \frac{84,688}{0,786} \right]^{0,5}$$

$$D = 10,38 \text{ ft}$$

$$= 3,1638 \text{ m}$$

$$D = \left[ \frac{69,953}{0,786} \right]^{0,5}$$

$$D = 9,4339 \text{ ft}$$

$$= 2,8755 \text{ m}$$

$$= 5 \text{ ft}$$

Dari perhitungan diameter kolom

, dipilih diameter  $D = 5 \text{ ft}$

$$\text{maka } A = 19,65 \text{ ft}^2$$

$$A_N = 17,685 \text{ ft}^2$$

Cek *percent flood*

|  |  |  |
|--|--|--|
| $\text{Percent flood} = \frac{1090,70}{17,887 \times 17,685}$ $= 3,45$ |  | $\text{Percen flood} = \frac{524,13}{10,406 \times 17,685}$ $= 2,85$ |
|--|--|--|

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

Menghitung A dengan *percent flood* = 2,85

$$A_N = \frac{524,13}{10,406 \times 2,85}$$

$$A_N = 17,672 \text{ ft}^2$$

*Area of column*

$$A = \frac{A_N}{0,9}$$

$$A = \frac{17,672}{0,9}$$

$$A = 19,636 \text{ ft}^2$$

*Area of downcomer,*

$$\begin{aligned} A_d &= 0,1 \quad A \\ &= 0,1 \times 19,636 \\ &= 1,9636 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

*Active area for bubbling,*

$$\begin{aligned} A_A &= A - A_d \\ &= 19,636 - 1,9636 \\ &= 17,672 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

*Plate thickness,*

$$\begin{aligned} t_p &= 12 \text{ gauge} \\ &= 0,0825 \text{ in} \end{aligned}$$

*Hole diameter,*

$$d_h = 0,25 \text{ in}$$

*Digunakan triangular pitch, equilateral 60°*       $P = 0,25 \text{ in}$

$$\begin{aligned} P &= 0,25 \times 3 \\ &= 0,75 \text{ in . pitch} \end{aligned}$$

Berdasarkan literatur *Distillation* by Van Winkle, ketinggian *weir* maksimal 15% dari tray spacing. Sehingga diambil ketinggian *weir* sebagai berikut.

$$h_w = 1,5 \text{ in} \quad \frac{A_d}{A} = \frac{1,96}{19,6} = 0,1$$

Dari Tabel 14.10 Van Winkle didapatkan data - data sebagai berikut,

$$\text{Untuk } \frac{A_d}{A} = 0,1 \quad , \quad \frac{L}{D} = 0,73 \quad , \quad \frac{H}{D} = 0,1565$$

Sehingga panjang *weir* ( $l_w$ ) dapat dihitung,

$$\frac{L}{D} = 0,7267$$

$$\begin{aligned} l_w &= 0,7267 \times 5 \\ &= 3,6335 \text{ ft} \\ &= 43,602 \text{ in} \end{aligned}$$

## 2 Entrainment

*Entrainment* didapatkan dari Fig 13.26, sebagai fungsi dari Flow Parameter dan % Flooding

$$\begin{array}{l|l} P_F = 0,08 & P_F = 0,034 \\ \Psi = 0,09 & \Psi = 0,033 \end{array}$$

Nilai *entrainment* yang didapatkan kurang dari 0.1, sehingga memenuhi syarat perancangan

## 3 Pressure Drop

$$\begin{aligned} \frac{Q_L}{l_w^{2.5}} &= \frac{255}{25,165926 \text{ ft}} \text{ gpm} & \frac{Q_L}{l_w^{2.5}} &= \frac{233,41}{25,166 \text{ ft}} \text{ gpm} \\ &= 10,141 & &= 9,2748917 \end{aligned}$$

Dari Fig 13.7 untuk  $\frac{l_w}{D} = 0,7267$  didapatkan nilai  $F_w$

$$F_w = 1,025 \quad | \quad F_w = 1,03$$

Sehingga  $h_{ow}$  dapat dihitung,

$$h_{ow} = 0.48 \times F_w \left( \frac{Q_L}{l_w} \right)^{0.67}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$h_{ow}$  = *Liquid crest over weir, in*

$$h_{ow} = 1,6074 \text{ in}$$

$$h_{ow} = 1,5214257 \text{ in}$$

sehingga dipilih  $h_w = 1,5 \text{ in}$

Menghitung *equivalent surface tension loss*

$$h_{\sigma} = \frac{0,04 \times \sigma}{\rho_l \times d_h}$$

$$h_{\sigma} = 0,2324 \text{ in}$$

$$h_{\sigma} = 0 \text{ in}$$

Menghitung *equivalent loss through holes*,

$$h_0 = 0,186 \frac{\rho_v}{\rho_l} \left( \frac{U_h}{C_0} \right)^2$$

tebal *plate*,

$$t_p = 0,0825 \text{ in}$$

hole *diameter*,

$$d_h = 0,25 \text{ in}$$

sehingga,

$$\frac{t_p}{d_h} = 0,33$$

diambil nilai,

$$A_h/A_A = 0,1 \text{ in}$$

dari Fig 13.18 didapatkan,

$$C_0 = 0,73$$

$$A_h = 0,1 \times A_A$$

$$= 0,1 \times 17,672$$

$$= 1,7672 \text{ ft}^2$$

Menghitung kecepatan uap yang melewati lubang

$$U_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{1090,70}{1,7672311}$$

$$U_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{524}{1,77}$$

$$= 617 \text{ f/s}$$

$$= 297 \text{ f/s}$$

Dari data - data diatas,  $h_0$  dapat dihitung,

$$h_0 = 0,19 \frac{0,01}{21,1} \left( \frac{617,18^2}{0,73} \right) \quad h_0 = 0,19 \frac{0,02}{20,5} \left( \frac{296,6^2}{0,73} \right)$$

$$h_0 = 69,31 \text{ in}$$

$$h_0 = 34,375 \text{ in}$$

$$U_{VA} = U_h \times \frac{A_h}{A}$$

$$U_{VA} = 617 \times 0,1 \\ = 61,7 \text{ in}$$

$$U_{VA} = 297 \times 0,1 \\ = 29,7 \text{ in}$$

$$F_{VA} = U_{VA} \times (\rho_v)^{0.5}$$

$$F_{VA} = 61,7 \times 0,01^{0.5} \\ = 6,4777$$

$$F_{VA} = 29,7 \times 0,02^{0.5} \\ = 4,4904$$

Dari Fig 13.16, didapatkan

$$\beta = 0,65$$

$$\beta = 0,6$$

Menghitung *total pressure drop* ,

$$\Delta H_T = \beta(h_w + h_{ow}) + h_0 + h_\sigma$$

$$\Delta H_T = 0,65 \times 3,107 + 69,31 + 0,232355 \\ = 71,562 \text{ in}$$

$$\Delta H_T = 0,6 \times 3,021 + 34,374641 + 0,18 \\ = 36,364088 \text{ in}$$

4 Weep point

$$h_w + h_{ow} = 3,1074$$

$$h_w + h_{ow} = 3,0214$$

dari Fig.13.22, didapatkan

$$h_0 + h_\sigma = 0,3$$

$$h_0 + h_\sigma = 0,65$$

dibandingkan dengan hasil perhitungan sebelumnya,

$$h_0 + h_\sigma = 69,542 \quad \Bigg| \quad h_0 + h_\sigma = 34,551232$$

nilai yang didapatkan dari hasil perhitungan lebih besar daripada nilai yang didapat dari Fig 13.22, maka kedua bagian akan beroperasi dengan baik di atas weep point.

5 Menghitung *liquid back-up* di *downcomer*,

$$H_D = [\Delta H_T + (h_w + h_{ow} + \Delta) + h_d] \frac{1}{\phi_d}$$

asumsi jarak di bawah apron = 1,5 in

$$A_{AP} = \frac{1,5 \times l_w}{144}$$

$$A_{AP} = \frac{1,5 \times 43,6}{144}$$

$$= 0,4542 \text{ ft}^2$$

Menghitung *head loss* pada *downcomer*

$$h_d = 0.03 \left( \frac{Q_l}{100 A_d} \right)^2$$

$$h_d = 0,03 \left( \frac{255,21}{100 \times 0,4542} \right)^2 \quad \Bigg| \quad h_d = 0,03 \left( \frac{233,41}{100 \times 0,45} \right)^2$$

$$h_d = 0,947188283 \text{ in} \quad \Bigg| \quad h_d = 0,79 \text{ in}$$

sehingga  $H_D$  dapat dihitung,

$$H_D = 74,5 \text{ in} \quad \Bigg| \quad H_D = 38,96925195 \text{ in}$$

asumsi *froth density* (*density foam*),  $\phi_d = 0,5$

menghitung *foam back-up* di *downcomer*,

$$H_{Dal} = \frac{74,5}{0,5} \quad \Bigg| \quad H_{Dal} = \frac{38,96925195}{0,5}$$

$$= 149,1 \text{ in} \quad \Bigg| \quad = 77,93850391 \text{ in}$$

6 Menghitung *liquid gradient*,  
*average width of flow path*

$$W_a = \frac{D + l_w}{2} \quad W_a = 4,3168 \text{ ft}$$

Menghitung *foam height*

$$h_f = \frac{\beta(h_w + h_{ow})}{2\beta - 1}$$

$$h_f = \frac{0,65 \times 3,1074}{2 \times 0,65 - 1} \quad h_f = \frac{0,6 \times 3,0214}{2 \times 0,6 - 1}$$

$$h_f = 6,7326 \text{ in} \quad h_f = 9,0643 \text{ in}$$

$$= 0,5611 \text{ ft} \quad = 0,7554 \text{ ft}$$

Menghitung *hydraulic radius*,

$$R_h = \frac{h_f \times W_a}{2h_f + W_a}$$

$$R_h = \frac{0,5611 \times 4,3168}{2 \times 0,56 + 4,32} \quad R_h = \frac{0,7554 \times 4,3168}{2 \times 0,76 + 4,32}$$

$$R_h = 0,4453 \text{ ft} \quad R_h = 0,5595 \text{ ft}$$

Menghitung *foam velocity*,

$$u_f = \frac{12 \times Q'_L}{h_c \times W_a}$$

$$U_f = \frac{12 \times 0,57}{0,7 \times 3,11 \times 4,32} \quad U_f = \frac{12 \times 0,5200}{0,6 \times 3,0214 \times 4,3168}$$



## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$U_f = 0,7826 \text{ fps}$$

$$U_f = 0,80 \text{ fps}$$

Menghitung *Reynold number* ,

$$Re_f = \frac{u_f \times R_h \times \rho_L}{\mu_L}$$

$$Re_i = \frac{0,78 \times 0,4453 \times 21,1}{0,00066} \quad Re = \frac{0,7974 \times 0,56 \times 20,47}{0,0016420}$$

$$Re_i = 11094,13078 \quad Re_i = 5563,714095$$

Dari Fig 13.19 didapatkan *friction factor (f)*,

$$f = 0,06 \quad | \quad f = 0,01$$

Dari data - data tersebut *liquid gradient* dapat dihitung,

$$\Delta = \frac{f \times U_f^2 \times Z_l}{12 \times g \times R_h}$$

$$\Delta = 0,00077597 \text{ in} \quad | \quad \Delta = 0,00011 \text{ in}$$

7 *Liquid residence time* pada *downcomer* ,

$$A_d = 1,9636 \text{ ft}^2$$

$$H_D = 74,5 \text{ in} \quad | \quad H_D = 38,96925195 \text{ in}$$

$$Q_{LD} = 0,57 \text{ cuft/s} \quad | \quad Q_{LD} = 0,52 \text{ cuft/s}$$

$$Residence \ Time = \frac{A_d \times \left(\frac{H_d}{12}\right)}{Q'_L}$$

$$Residence \ Time = 21,4 \text{ sec} \quad Residence \ Time = 12,262 \text{ sec}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

- |   |                  |
|---|------------------|
| a. Bahan konstruksi                     | = SA 285 Grade A |
| b. <i>Allowable Vertical Weld Joint</i> | = 0,156 in       |
| c. <i>Butt-welded Courses</i>           | = 96 in          |
|   | = 8 ft           |
| d. <i>Allowable stress</i>              | = 11250          |
| e. Efisiensi pengelasan                 | = 0,80           |

Menghitung ketebalan *shell*

$$t = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0,6 p} + c$$

$t$  = *Thickness of shell*  
 $p$  = *Internal pressure*  
 $f$  = *Allowable stress*  
 $E$  = *Joint efficiency*  
 $r_o$  = *Inside radius of the shell*  
 (in)  
 $c$  = *Corrosion allowance*

(pers 13-1 hal 172,  
Brownell&Young)

Tekanan operasi = 1 bar = 14,51 psi

Tekanan design diambil 10% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan

$$P_{des} = 110\% \times 14,508 = 15,9588 \text{ psi}$$

Untuk pengelasan, digunakan *double-welded butt joint*, dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$E = 80\% \quad (\text{Brownell \& Young, page 254})$$

$$c = 0,1250$$

Sehingga  $t$  dapat dihitung,

$$t_s = \frac{P_{des} \times r_i}{f \times E - 0,6 P_{des}} + c$$

$$= \frac{15,959 \times 30}{11250 \times 0,8 - 0,6 \times 15,959} + 0,125$$

$$= \frac{478,76}{9000 - 9,575} + 0,125$$

$$= 0,1783 \quad \text{in} \quad \left( \text{digunakan } t \text{ standar} = \frac{3}{16} \text{ in} \right)$$

Menghitung spesifikasi *head*

Tekanan yang dimasukkan di perhitungan adalah tekanan operasi + *safety factor* nya

$$\begin{aligned} \text{Safety factor} &= 10\% \\ P &= 1 \text{ bar} \\ P_{\text{des}} &= 15,96 \text{ psi} \\ \text{Tipe Head} &= \text{Torispherical Dished head} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (\text{OD})_s &= (\text{ID})_s + 2ts \\ &= 60 + 2 \times 0,2 \\ &= 60,4 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan OD standar 60 in, dengan tebal shell 3/16 in.

Dari Tabel 5.7 Brownell & Young hal 91, diperoleh harga :

$$\begin{aligned} rc &= 60 \\ icr &= 3,63 \end{aligned}$$

Berdasarkan persamaan 7.76 , Brownell & Young hal 138:

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{rc}{icr} \right)^{0,5} \right)$$

Diketahui W adalah faktor intensifikasi *stress*

$$W = 1,7671$$

Perhitungan tebal *head* menggunakan pers 7.77 hal 138

$$t_h = \frac{P r_c \times W}{2f \times E - 0,2 P} + c$$

$$\begin{aligned} t &= \text{Thickness of head} \\ p &= \text{Internal pressure} \\ f &= \text{Allowable stress} \\ E &= \text{Joint efficiency} \\ r_c &= \text{inside spherical} \end{aligned}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{15,96 \times 60 \times 1,7671}{22500 \times 0,80 - 0,2 \times 15,8} + 0,1250 \\
 &= 0,13 \text{ in} \\
 &= \frac{2}{16} \text{ in} \quad (\text{digunakan } t \text{ standar} = \frac{2}{16} \text{ in})
 \end{aligned}$$

Menghitung tinggi *head*

$$\text{ID} = 60 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 60,4 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal 87 diperoleh harga :

$$a = \frac{\text{ID}}{2} = \frac{60}{2} = 30 \text{ in}$$

$$\text{BC} = \text{rc} - \text{icr} = 60 - 4 = 56 \text{ in}$$

$$\text{AB} = \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} = 30 - 4 = 26 \text{ in}$$

$$\text{AC} = (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} = 49,824693 \text{ in}$$

$$b = \text{rc} - \text{AC} = 10,175 \text{ in}$$

Dari Tabel 5-6 Brownell & Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh harga  $\text{sf} = 1,5 - 2$ . Dipilih  $\text{sf}$  sebesar 2

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Hh} &= t_h + b + \text{sf} \\
 &= 0,13 + 10,175 + 2 \\
 &= 12,30 \text{ in} \\
 &= 1,0250256 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tinggi kolom

$$\begin{aligned}
 T &= \text{tinggi tray} + 2t_h \\
 &= \text{tray spacing} \times \text{N actual tray} + 2t_h \\
 &= 24 \times 29 + 24,601 \\
 &= 720,6 \text{ in} \\
 &= 60,05 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**Resume Spesifikasi Kolom MEG**

| <b>Spesifikasi</b>    | <b>Keterangan</b>                                     |
|-----------------------|---|
| Kode Alat             | : D-240   |
| Fungsi                | : Memisahkan MEG dari campuran produk bawah kolom MEG |
| Jenis Kolom           | : <i>Tray Distillation Column</i>                     |
| Jenis Tray            | : <i>Perforated (Sieve Tray)</i>                      |
| Jumlah Tray           | : 29 Tray   |
| Diameter kolom        | : 5 ft  |
| <i>Tray spacing</i>   | : 2 ft  |
| <i>Active area</i>    | : 17,672 sq.ft  |
| <i>Area of holes</i>  | : 1,7672 sq.ft  |
| <i>Area downcomer</i> | : 1,9636 sq.ft  |
| $A_h/A$               | : 0,09  |
| $A_d/A$               | : 0,1   |
| $A_h/A_A$             | : 0,1   |
| $d_h$                 | : 0,25 in   |
| $l_w$                 | : 43,602 in   |
| $h_w$                 | : 1,5 in  |
| <i>Design Vessel</i>  |   |
| Tipe vessel           | : <i>Tall vertical vessel</i>                         |
| Bahan konstruksi      | : <i>Carbon Steel SA 283 Grade A</i>                  |
| Tebal <i>shell</i>    | : 0,1783 in   |
| Tinggi vessel         | : 60,05 ft  |
| Tipe head             | : <i>Torispherical Dished Head</i>                    |
| Tebal head            | : 0,125 in  |
| Tinggi head           | : 12,3 in   |

## 14. Kondensor (E-251)

### 1. *Heat Balance*

$$\begin{aligned}
 \text{Aliran bahan panas, } W &= 416119,595 \text{ kg/hari} \\
 &= 38224,39923 \text{ lb/jam} \\
 \text{Aliran bahan dingin, } Q &= 27738845,91 \text{ kkal/hari} \\
 &= 4588467,428 \text{ Btu/jam} \\
 W &= 116119,595 \text{ kg/hari} \\
 &= 10666,64923 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

### 2. LMTD

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 140 \text{ } ^\circ\text{C} = 284 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 T_2 &= 140 \text{ } ^\circ\text{C} = 284 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_1 &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_2 &= 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 113 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(284 - 113) - (284 - 86)}{\ln \frac{(284 - 113)}{(284 - 86)}}$$

$$\text{LMTD} = 184,17 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} & S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 R &= \frac{0}{27} = 0 & S &= \frac{27}{198} = 0,136
 \end{aligned}$$

Dari Fig. 18 Kern, karena nilai  $R = 0$  maka  $F_T = 1$ ,  
 sehingga  $\Delta T = \text{LMTD}$   
 $\Delta T = 184,17 \text{ } ^\circ\text{F}$

Penentuan *number of shell passes* berdasarkan temperatur

$$\begin{aligned} \text{ratio} &= \frac{(T_1 - T_2) + (t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \\ &= \frac{27}{198} \\ &= 0,14 \end{aligned}$$

Berdasarkan *Rules of Thumb in Engineering Practice* by Donald R. Woods, untuk *ratio* 0,8 - 1,1 *number of shell passes* adalah 1 atau 2 sehingga dipilih 1.

Sehingga digunakan HE tipe 1-2

### 3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 150 \text{ Btu} / (\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Ludwig volume 3 page 35

### 4. Memilih ukuran *tube*

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1 \text{ in} && \text{Ludwig volume 3 page 35} \\ \text{BWG} &= 14 && \text{McKetta volume 50 page 85} \\ L &= 12 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0,834 \text{ in} \\ a'' &= 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ a_t' &= 0,546 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

### 5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{4588467,428}{150 \times 184,17} = 166,1 \text{ ft}^2$$

## 6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{166,095}{12 \times 0,262} = 52,87$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

| Shell           | Tube                              |
|-----------------|-----------------------------------|
| ID : 12 in      | <i>No. of Tube</i> : 52           |
| B : 12 in       | OD, BWG : 1 in 14 BWG             |
| <i>Pass</i> : 1 | <i>Pitch</i> : 1,25 in triangular |
|                 | <i>Pass</i> : 2                   |

Asumsi maksimum *baffle space*

## 7. Mengkoreksi harga $U_D$

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a'' \\ &= 163,4 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung harga  $U_D$  koreksi

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\ &= 152,51 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

## 8. Perhitungan $T_{av}$ dan $t_{av}$

karena viskositas yang relatif kecil,  $T_c = T_{av}$  dan  $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{284 + 284}{2} = 284 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{86 + 113}{2} = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$



### 9. Perhitungan viskositas aliran panas

| Komponen                                      | A        | B       | C        | D        |
|---|----------|---------|----------|----------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O               | -7,4844  | 583,92  | 0,027815 | -0,00004 |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | -14,7942 | 3150,2  | 0,023543 | -0,00001 |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 4,1251   | 0,18446 | 0,000039 | 0,00000  |

Sumber : Yaws (2014)

$$= A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dimana  $\mu$  = viskositas,  $\mu\text{P}$

T = temperatur, K

$$T_c = 140 \text{ } ^\circ\text{C} = 413 \text{ K}$$

| Komponen                                      | $x_i$          | $\mu$ ( $\mu\text{P}$ ) | $\mu \cdot x_i$ |
|---|----------------|-------------------------|-----------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O               | 0,998917       | 243049,87               | 242786,6        |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 0,000546       | 4018,26                 | 2,19            |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 4,35E-11       | 10,79                   | 0,00            |
| H <sub>2</sub> O                              | 0,000537       | 0,57                    | 0,00031         |
| <b>Total</b>                                  | <b>1,00000</b> |                         | <b>242789</b>   |

$$\mu = 24,27888 \text{ cP}$$

Hot fluid (shell) : vapor

Cold fluid (tube) : water

### 10. Flow area

Menghitung C'

$$C' = P - OD$$

$$= 1,25 - 1$$

$$= 0,25$$

### 10. Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 n}$$

$$= \frac{52 \times 0,546}{144 \times 2}$$

$$= 0,0986 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 a_s &= \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T} \\
 &= \frac{12 \times 0,25 \times 12}{144 \times 1,25} \\
 &= 0,2 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

### 11. Mass velocity

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{W}{a_s} \\
 &= \frac{38224,4}{0,2} \\
 &= 191122 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

Loading

$$\begin{aligned}
 G'' &= \frac{W}{L \times N_t^{2/3}} \\
 &= \frac{38224,39923}{12 \times 13,93} \\
 &= 228,6 \text{ lb/jam.lin ft}
 \end{aligned}$$

Asumsi

$$h^- = h_o = 150$$

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_a + \frac{h_o}{h_{io} + h_c} (T_a - t_a) \\
 &= 100 + \frac{150}{1248} \times 185
 \end{aligned}$$

### 11. Mass velocity

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{w}{a_t} \\
 &= \frac{10666,649}{0,0986} \\
 &= 108199,3 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{G_t}{3600 \times \rho} \\
 &= \frac{108199,3159}{3600 \times 62,5} \\
 &= 0,5 \text{ fps}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{12. Pada } t_a &= 99,5 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= 38 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 311 \text{ } ^\circ\text{K}
 \end{aligned}$$

Dari Fig.14 Kern  
didapatkan  
 $\mu = 0,75 \text{ cP}$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 &= 121,7 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 t_f &= \frac{T_a + t_w}{2} \\
 &= \frac{284 + 121,7}{2} \\
 &= 202,8 \text{ }^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 4

$$\begin{aligned}
 k_f &= 0,077 \\
 &\quad \text{Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F/ft)} \\
 s_f &= 0,87 \quad \text{Tabel 6}
 \end{aligned}$$

$$\mu_f = 0,4 \text{ cP} \quad \text{Fig. 14}$$

Dari Fig. 12.9 didapatkan

$$h^- = h_c = 180$$

$$= 1,82 \text{ lb/ ft.jam}$$

Dari Tabel 10 hal 843

Kern didapatkan

$$\begin{aligned}
 D &= \frac{0,834}{12} \\
 &= 0,07 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$Re_t = \frac{DG_t}{\mu}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0,1 \times 108199}{1,82} \\
 &= 4143,2
 \end{aligned}$$

**13.** Dari Fig.25 Kern  
didapatkan

$$Correction \text{ factor} = 0,9$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= 1400 \times 0,94 \\
 &= 1316
 \end{aligned}$$

$$\text{Btu/jam.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 1316 \times \frac{0,8}{1}
 \end{aligned}$$

$$= 1098$$

$$\text{Btu/jam.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$$

**14. Clean overall coefficient**

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{1098 \times 180}{1098 + 180} \\ &= 154,6 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

**15. Design overall coefficient**

Diketahui *external surface* /ft, a" = 0,2618 ft<sup>2</sup>/ft

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a'' \\ &= 52 \times 12 \times 0,2618 \\ &= 163 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{4588467,428}{163 \times 184,17} \\ &= 153 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

**16. Dirt factor**

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{155 - 153}{155 \times 153} \\ &= 9\text{E-}05 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu} \end{aligned}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

### Ringkasan

|                      |                  |         |
|----------------------|------------------|---------|
| 180                  | <i>h outside</i> | 1098    |
| $U_c$                | =                | 154,64  |
| $U_D$                | =                | 152,51  |
| $R_{d \text{ calc}}$ | =                | 0,00009 |

### *Pressure Drop*

1. Pada  $T_a = 284 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $= 140 \text{ } ^\circ\text{C}$   
 $= 413 \text{ K}$

Dari perhitungan  
didapatkan

$$\mu = 24 \text{ cP}$$

$$= 59 \text{ lb/ft. jam}$$

Dari Fig 28

$$D_e = \frac{0,7}{12}$$

$$= 0,1 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0,1 \times 191122}{58,75489}$$

$$= 195,1722$$

1.  $Re_t = 4143,2$   
 Dari Fig.26 Kern,  
 didapatkan  
 $f = 0,0002$   
 $s = 1$

$$2. \Delta P_t = \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{47764935}{3627900000}$$

$$= 0 \text{ psi}$$

3.  $G_t = 108199$   
 Dari Fig.27 Kern,  
 didapatkan

$$\frac{V^2}{2g'} = 0,26$$

Dari Fig.29 Kern,  
didapatkan

$$f = 0,001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Menghitung *specific gravity*

| Komponen                                      | x <sub>i</sub> | s.g  | sg.x <sub>i</sub> |
|---|----------------|------|-------------------|
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O               | 0,9989         | 1,45 | 1,45              |
| C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub> | 0,0005         | 3,66 | 0,00              |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> | 4,4E-11        | 5,17 | 0,00              |
| H <sub>2</sub> O                              | 0,0005         | 0,62 | 0,00              |
| <b>Total</b>                                  | <b>1,0000</b>  |      | <b>1,45</b>       |

2. *No. of crosses*

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{12}{12}$$

$$N + 1 = 12$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 1 \text{ ft}$$

$$3. \Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e} \times \frac{1}{2}$$

$$\Delta P_s = \frac{438331409}{9074679006}$$

$$= 0,048 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$= \frac{4 \times 2}{1} \times 0,3$$

$$= 2,1 \text{ psi}$$

$$4. \Delta P_T = P_t + P_r$$

$$= 0 + 2,1$$

$$= 2 \text{ psi}$$

### Resume Spesifikasi Kondensor

| Spesifikasi             | Keterangan                             |
|-------------------------|--|
| Kode Alat               | = E-331                                |
| Fungsi                  | = Mengondensasikan uap dari kolom MEG  |
| Jenis                   | = <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)       |
| Jumlah                  | = 1                                    |
| Bahan Konstruksi        | = <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>   |
| Luas Area               | = 163,4 ft <sup>2</sup>                |
| Temperatur              |  |
| T <sub>1</sub>          | = 284 °F                               |
| T <sub>2</sub>          | = 284 °F                               |
| t <sub>1</sub>          | = 86 °F                                |
| t <sub>2</sub>          | = 113 °F                               |
| <b><i>Tube</i></b>      |  |
| OD , BWG                | = 1 in , 14 BWG                        |
| ID                      | = 0,834 in                             |
| <i>Length</i>           | = 12 ft                                |
| Jumlah <i>tube</i>      | = 52                                   |
| <i>Pitch</i>            | = 1,25 in <i>triangular</i>            |
| $\Delta P$ <i>tube</i>  | = 2,09 psi                             |
| <b><i>Shell</i></b>     |  |
| ID <i>shell</i>         | = 12 in                                |
| $\Delta P$ <i>shell</i> | = 0,05 psi                             |
| <i>Fouling factor</i>   | = 9,03E-05 jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu |

## 12. Reboiler (E-335)

### 1. Heat Balance

$$\begin{aligned}
 \text{Aliran bahan panas, } Q &= 22117865,58 \text{ kkal/hari} \\
 &= 3658663,598 \text{ Btu/jam} \\
 W &= 51060,00 \text{ kg/hari} \\
 &= 4690,33 \text{ lb/jam} \\
 \text{Aliran bahan dingin, } W &= 516247,24 \text{ kg/hari} \\
 &= 47422,04 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

### 2. LMTD

$$T_1 = 230 \text{ }^{\circ}\text{C} = 446 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 230 \text{ }^{\circ}\text{C} = 446 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_1 = 194 \text{ }^{\circ}\text{C} = 381 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 194 \text{ }^{\circ}\text{C} = 381 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(446 - 381) - (446 - 381)}{\ln \frac{(446 - 381)}{(446 - 381)}}$$

$$\text{LMTD} = 64,79 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{0}{0} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{0}{65} = 0$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan  $F_T = 1$  karena nilai R dan S = 0 , maka  $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 64,79 \text{ }^{\circ}\text{F}$$



### 3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 150 \text{ Btu} / (\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Ludwig volume 3 *page* 94

### 4. Memilih ukuran *tube*

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\text{OD} = 1 \text{ in} \quad \text{Ludwig volume 3 *page* 35}$$

$$\text{BWG} = 14 \quad \text{McKetta volume 50 *page* 85}$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,834 \text{ in}$$

$$a'' = 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_t' = 0,546 \text{ in}^2$$

### 5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{3658663,598}{150 \times 64,79} = 376 \text{ ft}^2$$

### 6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{376,458}{20 \times 0,262} = 71,9$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

**Shell**

**Tube**

$$\text{ID} : 15,25 \text{ in} \quad \text{No. of Tube} : 74$$

$$B : 3,05 \text{ in} \quad \text{OD, BWG} : 1 \text{ in} \quad 14 \text{ BWG}$$

$$\text{Pass} : 1 \quad \text{Pitch} : 1,25 \text{ in triangular}$$

$$\text{Pass} : 6$$

## 7. Mengkoreksi harga $U_D$

Menghitung harga A terkoreksi

$$A_{\text{terkoreksi}} = N_t \times L \times a''$$

$$= 387,5 \text{ ft}^2$$

Menghitung harga  $U_D$  koreksi

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}}$$

$$= 146 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$$

## 8. Perhitungan $T_{av}$ dan $t_{av}$

karena viskositas yang relatif kecil,  $T_c = T_{av}$  dan  $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{446 + 446}{2} = 446 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{381 + 381}{2} = 381 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

*Cold fluid (shell) : bottoms*

*Hot fluid (tube) : steam*

## 9. Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \text{ n}}$$

$$= \frac{74 \times 0,5}{144 \times 6}$$

$$= 0,047 \text{ ft}^2$$

**10. Mass velocity**

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{w}{a_t} \\
 &= \frac{4690,3}{0,047} \\
 &= 100298,1 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

**11.** Pada  $T_a = 446 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $= 230 \text{ } ^\circ\text{C}$   
 $= 503 \text{ } ^\circ\text{K}$

Dari Fig.15 Kern didapatkan

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,02 \text{ cP} \\
 &= 0,04 \text{ lb/ ft.jam}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 Kern  
 didapatkan

$$\begin{aligned}
 D &= \frac{0,834}{12} \\
 &= 0,07 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re_t &= \frac{DG_t}{\mu} \\
 &= \frac{0,1 \times 100298}{0,04} \\
 &= 168448
 \end{aligned}$$

**12.** Asumsi  $h_o = 280$

**12. Condensation of steam**

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= 1500 \\
 &\text{Btu/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

**13. *Tube-wall temperature***

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\ &= 381 + \frac{1500}{1780} \times 65 \\ &= 435,8 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (\Delta t)_w &= 435,8 - 381,2 \\ &= 54,6 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari Fig 15.11 Kern,  
didapatkan

$$h_v > 300$$

sehingga dipakai 280

**14. *Clean overall coefficient***

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{1500 \times 280}{1500 + 280} \\ &= 236 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

**15. *Design overall coefficient***

Diketahui *external surface* /ft,  $a = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a \\ &= 74 \times 20 \times 0,2618 \\ &= 387 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{3658663,598}{387 \times 64,79} \\
 &= 146 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Cek maksimum *flux*

$$\begin{aligned}
 \frac{Q}{A} &= \frac{3658663,6}{387,46} \\
 &= 9442,6 \text{ Btu/jam.ft}^2 \quad (\text{sesuai})
 \end{aligned}$$

### 16. *Dirt factor*

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= \frac{236 - 146}{236 \times 146} \\
 &= 0,0026 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

### Ringkasan

|                      |                  |         |
|----------------------|------------------|---------|
| 280                  | <i>h outside</i> | 1500    |
| $U_c$                | =                | 235,96  |
| $U_D$                | =                | 145,74  |
| $R_{d \text{ calc}}$ | =                | 0,00262 |

### *Pressure Drop*

Diabaikan

1.  $Re_t = 168448$   
Dari Fig.26 Kern,  
didapatkan

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$f = 0,0001$$

$$s = 4,606$$

Menghitung *specific gravity*

| Komponer       | $x_i$         | s.g | $sg \cdot x_i$ |
|----------------|---------------|-----|----------------|
| $C_6H_{14}O_4$ | 0,01480       | 3,7 | 0,05410        |
| $H_2O$         | 0,98520       | 4,6 | 4,55230        |
| <b>Total</b>   | <b>1,0000</b> |     | <b>4,6064</b>  |

$$2. \Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi}$$

$$\Delta P_t = \frac{156931460}{16711558560}$$

$$= 0,0094 \text{ psi}$$

$$3. G_t = 100298$$

Dari Fig.27 Kern,  
didapatkan

$$\frac{V^2}{2g'} = 0,0013$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$= \frac{4 \times 6}{4,6064} \times 0,0013$$

$$= 0,0068 \text{ psi}$$

$$4. \Delta P_T = P_t + P_r$$

$$= 0,0094 + 0,0068$$

$$= 0,02 \text{ psi}$$

**Resume Spesifikasi *Reboiler***

| <b>Spesifikasi</b>      | <b>Keterangan</b>                            |
|-------------------------|--|
| Kode Alat               | = E-242                                      |
| Fungsi                  | = Mendidihkan kembali liquida dari kolom MEG |
| Jenis                   | = <i>Shell and tube</i> (1-6 HE)             |
| Jumlah                  | = 1  |
| Bahan Konstruksi        | = <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>         |
| Luas Area               | = 387,5 ft <sup>2</sup>                      |
| Temperatur              |  |
| T <sub>1</sub>          | = 446 °F                                     |
| T <sub>2</sub>          | = 446 °F                                     |
| t <sub>1</sub>          | = 381,2 °F                                   |
| t <sub>2</sub>          | = 381,2 °F                                   |
| <b><i>Tube</i></b>      |  |
| OD , BWG                | = 1 in , 14 BWG                              |
| ID                      | = 0,834 in                                   |
| <i>Length</i>           | = 20 ft                                      |
| Jumlah <i>tube</i>      | = 74   |
| <i>Pitch</i>            | = 1,25 in <i>triangular</i>                  |
| $\Delta P$ <i>tube</i>  | = 0,02 psi                                   |
| <b><i>Shell</i></b>     |  |
| ID <i>shell</i>         | = 15,25 in                                   |
| $\Delta P$ <i>shell</i> | = diabaikan                                  |
| <i>Fouling factor</i>   | = 0,00262 jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu        |

# BIODATA PENULIS

## PENULIS I



Tatik Gusti Wulanndari. Dilahirkan di Jombang, 06 Agustus 1995, merupakan anak ke-2 dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di TK Dharma Wanita Bangsri, SDN Bangsri, SMPN 1 Tembelang, dan SMAN Ploso. Setelah lulus dari SMAN Ploso tahun 2014, penulis mengikuti Seleksi Ujian Masuk D3 ITS dan diterima di Program Studi

Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi Institut Teknologi Sepuluh Nopember pada tahun 2014 dan terdaftar dengan NRP. 2314 030 004.

Selama kuliah, penulis pernah aktif berorganisasi sebagai anggota legislatif di Badan Eskektif Mahasiswa Fakultas Teknolgi Industri sebagai staff periode kepengurusan 2015/2016.

Alamat email: [tgwulan07@gmail.com](mailto:tgwulan07@gmail.com)